



TUGAS AKHIR -

**PABRIK *COMPRESSED METHANE GAS (CMG)*
DARI BIOGAS HASIL FERMENTASI
THERMOPHILIC PALM OIL MILL EFFLUENT
(POME)**

Desy Puspitasari
NRP. 2314 030 017

Ayu Mardinah Suyadi
NRP. 2314 030 026

Dosen Pembimbing
Prof. Dr. Ir. Danawati Hari Prajitno, M.Pd.

JURUSAN TEKNIK KIMIA INDUSTRI
Fakultas Vokasi
Institut Teknologi Sepuluh Nopember
Surabaya
2017



FINAL PROJECT - TK145501

COMPRESSED METHANE GAS (CMG) PLANT FROM THERMOPHILIC FERMENTATION BIOGAS OF PALM OIL MILL EFFLUENT (POME)

Desy Puspitasari
NRP. 2314 030 017

Ayu Mardinah Suyadi
NRP. 2314 030 026

Lecturer
Prof. Dr. Ir. Danawati Hari Prajitno, M.Pd.

DEPARTMENT OF CHEMICAL ENGINEERING INDUSTRY
Faculty of Vocational
Institute Technology of Sepuluh Nopember
Surabaya
2017



TUGAS AKHIR

PABRIK *COMPRESSED METHANE GAS (CMG)* DARI BIOGAS HASIL FERMENTASI *THERMOPHILIC* *PALM OIL MILL EFFLUENT (POME)*

Desy Puspitasari
NRP. 2314 030 017

Ayu Mardinah Suyadi
NRP. 2314 030 026

Dosen Pembimbing
Prof.Dr.Ir.Danawati Hari Prajitno, M.Pd.

**JURUSAN TEKNIK KIMIA INDUSTRI
Fakultas Vokasi
Institut Teknologi Sepuluh Nopember
Surabaya
2017**



FINAL PROJECT - TK145501

**COMPRESSED METHANE GAS (CMG) PLANT FROM
THERMOPHILIC FERMENTATION BIOGAS OF
PALM OIL MILL EFFLUENT (POME)**

Desy Puspitasari
NRP. 2314 030 017

Ayu Mardinah Suyadi
NRP. 2314 030 026

Supervisor
Prof.Dr.Ir.Danawati Hari P.,M.Pd

**DEPARTMENT OF CHEMICAL ENGINEERING INDUSTRY
Faculty of Vocational
Institute Technology of Sepuluh Nopember
Surabaya
2017**

LEMBAR PENGESAHAN

**LAPORAN TUGAS AKHIR DENGAN JUDUL :
PABRIK COMPRESSED METHANE GAS (CMG) DARI BIOGAS HASIL
FERMENTASI THERMOFILIK PALM OIL MILL EFFLUENT (POME)**

TUGAS AKHIR

Diajukan Guna Memenuhi Salah Satu Syarat
Memperoleh Gelar Ahli Madya
pada
Departemen Teknik Kimia Industri
Fakultas Vokasi
Institut Teknologi Sepuluh Nopember

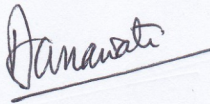
Oleh

Desy Puspitasari
Ayu Mardinah Suyadi

(NRP 2314 030 017)
(NRP 2314 030 026)

Disetujui oleh Dosen Pembimbing Tugas Akhir :

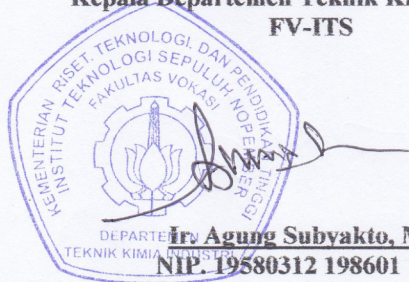
Dosen Pembimbing



Prof. Dr. Ir. Danawati Hari Prajito, M.Pd.
NIP. 19510729 198603 2 001

Mengetahui,

Kepala Departemen Teknik Kimia Industri
FV-ITS



Ir. Agung Subyakto, M.S.
NIP. 19580312 198601 1 001

SURABAYA, 24 JULI 2017

LEMBAR REVISI

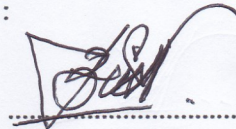
Telah diperiksa dan disetujui sesuai dengan hasil ujian tugas akhir
pada tanggal 10 Juli 2017 untuk tugas akhir dengan judul
“**Pabrik *Compressed Methane Gas (CMG)* dari Biogas Hasil
Fermentasi *Thermophilic Palm Oil Mill Effluent (POME)*”
yang disusun oleh :**

Desy Puspitasari
Ayu Mardinah Suyadi

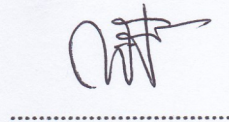
(NRP 2314 030 017)
(NRP 2314 030 026)

Disetujui oleh Tim Penguji Ujian Tugas Akhir :

1. Ir. Budi Setiawan, MT.

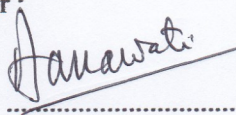


2. Warlinda Eka Triastuti, S.Si, MT.



Disetujui oleh Dosen Pembimbing Tugas Akhir :

1. Prof. Dr. Ir. Danawati Hari Prajitno, M.Pd.



SURABAYA, 24 JULI 2017

KATA PENGANTAR

Puji syukur kehadirat Allah SWT atas berkat dan rahmat-Nya, sehingga kami dapat menyelesaikan laporan tugas akhir dengan judul “**Pabrik *Compressed Methane Gas (CMG)* dari Biogas Hasil Fermentasi *Thermophilic Palm Oil Mill Effluent (POME)***”.

Laporan tugas akhir ini merupakan tahap akhir dari penyusunan tugas akhir yang merupakan salah satu syarat untuk memperoleh gelar Ahli Madya (Amd) di Program Studi DIII Teknik Kimia FV–ITS. Pada kesempatan kali ini atas segala bantuan dalam pengerjaan laporan tugas akhir ini, kami mengucapkan terimakasih kepada :

1. Bapak Ir. Agung Subaktyo, MS selaku Ketua Departemen Teknik Kimia Industri FV–ITS.
2. Ibu Warlinda Eka Triastuti, S.Si., M.T selaku Ka Sie Tugas Akhir Departemen Teknik Kimia Industri FV–ITS.
3. Ibu Prof. Dr. Ir. Danawati Hari Prajitno, M.Pd selaku dosen pembimbing kami.
4. Ibu Warlinda Eka Triastuti, S.Si., M.T dan Ir. Budi Setiawan, MT selaku dosen penguji.
5. Seluruh dosen dan karyawan Departemen Teknik Kimia Industri FV–ITS.
6. Kedua orang tua dan keluarga kami yang telah banyak memberikan dukungan moral dan materiil.
7. Dinas Sosial UPTD Kalijudan Surabaya yang telah banyak memberikan dukungan moral dan materiil dengan bantuan beasiswa yang telah diberikan.
8. Rekan–rekan seperjuangan angkatan 2014 serta angkatan 2015 dan angkatan 2016.
9. Teman dan sahabat yang telah memberikan dukungan selama ini.

Surabaya, 1 Juli 2017

Penyusun

PABRIK COMPRESSED METHANE GAS (CMG) DARI BIOGAS HASIL FERMENTASI *THERMOPHILIC* PALM OIL MILL EFFLUENT (POME)

Nama Mahasiswa : 1. Desy Puspitasari 2314 030 017
2. Ayu Mardinah Suyadi 2314 030 026
Departemen : Teknik Kimia Industri FV-ITS
Dosen Pembimbing : Prof. Dr. Ir. Danawati Hari Prajitno, M.Pd.

ABSTRAK

Palm oil mill effluent merupakan bahan kimia dasar yang dapat digunakan sebagai bahan baku dalam pembuatan compressed methane gas (CMG). Proses produksi dilakukan dengan menggunakan proses fermentasi termofilik. Pabrik compressed methane gas (CMG) memiliki kapasitas produksi sebesar 30.000 ton/tahun yang akan didirikan di Sibolga, Sumatera Utara pada tahun 2020 dengan pertimbangan kemudahan akses bahan baku dan distribusi produk. Proses pembuatan compressed methane gas (CMG) meliputi 3 tahap. Tahap pertama fermentasi untuk mengubah palm oil mill effluent (POME) menjadi biogas. Tahap kedua pemurnian biogas dengan menggunakan kolom absorpsi dan adsorpsi untuk memisahkan impuritis pada biogas hasil fermentasi. Tahap ketiga adalah pengkompresan biogas dengan menggunakan compressor sentrifugal untuk memampatkan biogas menjadi compressed methane gas (CMG). Pabrik ini direncanakan beroperasi secara kontinyu selama 300 hari/tahun dengan basis 24 jam/hari. POME yang dibutuhkan sebesar 542.968,010 kg POME/hari dengan bahan baku pendukung NaHCO_3 sebagai larutan penyangga. Kebutuhan air pada pabrik CMG ini meliputi air sanitasi sebesar 1,50 m^3/jam ; air boiler sebesar 69,35 m^3/jam ; dan air pendingin sebesar 765,12 m^3/jam .

Kata kunci : POME, Fermentasi Thermofilik, CMG

COMPRESSED METHANE GAS (CMG) PLANT FROM THERMOPHILIC FERMENTATION BIOGAS OF PALM OIL MILL EFFLUENT (POME)

Student Name : 1. Desy Puspitasari 2314 030 017
2. Ayu Mardinah Suyadi 2314 030 026
Department : Industrial Chemical Engineering FV-ITS
Supervisor : Prof. Dr. Ir. Danawati Hari Prajitno, M.Pd.

ABSTRACT

Palm oil mill effluent is a basic chemical that can be used as raw material of compressed methane gas (CMG). The production uses thermophilic fermentation process. The compressed methane gas (CMG) plant has production capacity 30,000 tons/year and will be set up in Sibolga, North Sumatra in 2020 by considering the accessibility of raw materials and product distribution. Compressed methane gas (CMG) production process divided into 3 section. The first section is fermentation to convert palm oil mill effluent (POME) into biogas. The second section is biogas purification by using absorption column and adsorption column to separate impurities on biogas fermentation. The third section is biogas compressing by using centrifugal compressor to compress biogas into compressed methane gas (CMG). This plant is planned to operate continuously for 300 days/year on 24 hours/day. The main raw material POME need 542,968,010 kgPOME/day and support raw material NaHCO_3 as buffer solution. The utility which need for CMG plant include sanitation water $1.50 \text{ m}^3/\text{hr}$; boiler water $69.35 \text{ m}^3/\text{hr}$; and cooling water $765.12 \text{ m}^3/\text{hr}$.

Keyword : POME, Thermophilic Fermentation, CMG

DAFTAR ISI

HALAMAN JUDUL	
LEMBAR PERSETUJUAN	
LEMBAR PENGESAHAN	
KATA PENGANTAR	i
ABSTRAK	ii
ABSTRACT	iii
DAFTAR ISI	iv
DAFTAR GAMBAR	vi
DAFTAR TABEL	vii
BAB I PENDAHULUAN	
I.1 Latar Belakang	1
I.2 Dasar Teori	6
I.3 Kegunaan	11
I.4 Sifat Fisik dan Kimia	12
BAB II MACAM DAN URAIAN PROSES	
II.1 Macam Proses	1
II.1.1 Proses Sedimentasi in The Sea	1
II.1.2 Proses Eksploitasi Gas Alam	4
II.1.3 Proses Fermentasi Anaerobik	7
II.2 Seleksi Proses	10
II.3 Uraian Proses Terpilih	11
BAB III NERACA MASSA	1
BAB IV NERACA ENERGI	1
BAB V SPESIFIKASI ALAT	1
BAB VI UTILITAS	
VI.1 Air	1
VI.1.1 Air Sanitasi	1
VI.1.2 Air Proses	2
VI.1.2 Air Pendingin	3
VI.1.2 Air Umpan Boiler	4
VI.2 Proses Pengolahan Air	5
VI.3 <i>Steam</i>	7
VI.4 <i>Listrik</i>	7
VI.5 Perhitungan Kebutuhan Air	8

BAB VII KESELAMATAN DAN KESEHATAN KERJA	
VII.1 Keselamatan dan Kesehatan Kerja (K3) Secara Umum	1
VII.2 Keselamatan dan Kesehatan Kerja (K3) di Pabrik CMG	3
VII.3 Hal-hal yang diperhatikan Tentang Kecelakaan Kerja	5
VII.4 Sistem yang digunakan di pabrik CMG.....	7
VII.5 Keselamatan di Area Pabrik CMG	8
BAB VIII INSTRUMENTASI	
VIII.1 Instrumentasi Secara Umum	1
VIII.2 Instrumentasi pada Pabrik CMG.....	4
BAB IX PENGOLAHAN INDUSTRI KIMIA	
IX.1 Penganganan Limbah Industri Kimia	1
IX.1.1 Limbah Cair	1
IX.1.2 Limbah Gas.....	1
IX.1.3 Limbah Laboratorium.....	2
BAB X KESIMPULAN.....	1
DAFTAR NOTASI.....	viii
DAFTAR PUSTAKA	ix
LAMPIRAN	
1. Appendiks A - Neraca Massa.....	A-1
2. Appendiks B - Neraca Energi	B-1
3. Appendiks C - Spesifikasi Alat.....	C-1
4. Flowsheet Pabrik <i>Compressed Methane Gas</i>	
5. Flowsheet Utilitas Pabrik <i>Compressed Methane Gas</i>	

DAFTAR GAMBAR

Gambar I.1	Lokasi Pabrik	I-5
Gambar II.1	Hidrat Gas	II-1
Gambar II.2	Lokasi Gas Hidrat	II-2
Gambar II.3	Proses Pembentukan Metana dari Sumber Biogenik	II-3
Gambar II.4	Seleksi Proses	II-6
Gambar II.5	<i>Flowsheet</i> LNG	II-6

DAFTAR TABEL

Tabel I.1	Proyeksi Potensi dari POME	I-3
Tabel I.2	Data Ekspor, Impor, Produksi, dan Konsumsi LPG Indonesia.....	I-4
Tabel I.3	Spesifikasi CMG	I-8
Tabel I.4	Komposisi Biogas	I-8
Tabel I.5	Nilai Kesetaraan Biogas	I-9
Tabel I.6	Komposisi Kimia POME	I-10
Tabel I.7	Karakteristik POME dan Baku Mutu	I-11
Tabel I.8	Karakteristik POME	I-12
Tabel I.9	Karakteristik dari Metana.....	I-14
Tabel I.10	Karakteristik dari CO ₂	I-15
Tabel III.1	Komposisi POME	III-1
Tabel III.2	Komposisi Bahan Baku POME.....	III-2
Tabel III.3	Neraca Massa Tangki Netralisasi	III-3
Tabel III.4	Neraca Massa Reaktor CSTR.....	III-4
Tabel III.5	Neraca Massa <i>Absorber</i>	III-5
Tabel III.6	Neraca Massa <i>Stripper</i>	III-5
Tabel III.7	Neraca Massa <i>Adsorber</i>	III-6
Tabel III.8	Spesifikasi Produk.....	III-6
Tabel IV.1	Neraca Panas Tangki Netralisasi	IV-1
Tabel IV.2	Neraca Panas <i>Reactor CSTR</i>	IV-2
Tabel IV.3	Neraca Panas <i>Cooler</i>	IV-3
Tabel IV.4	Neraca Panas <i>Absorber</i>	IV-3
Tabel IV.5	Neraca Panas <i>Stripper</i>	IV-4
Tabel IV.6	Neraca Panas <i>Cooler</i>	IV-5
Tabel IV.7	Neraca Panas <i>Cooler</i>	IV-6
Tabel VI.1	Parameter Air Pendingin	VI-3
Tabel VI.2	Kualitas Air Sungai Aek Doras.....	VI-4
Tabel VI.3	Kebutuhan <i>steam</i> sebagai media pemanas	VI-7
Tabel VI.4	Kebutuhan Air sebagai media pendingin	VI-8
Tabel VI.5	Kebutuhan propana sebagai media pendingin..	VI-9
Tabel VI.6	Kebutuhan air umpan boiler	VI-9
Tabel VIII.1	Instrumentasi dalam pabrik CMG.....	VIII-10

BAB I

PENDAHULUAN

I.1 Latar Belakang

I.1.1 Sejarah Biogas

Gas CH₄ terbentuk karena proses fermentasi secara anaerobik oleh bakteri metana atau disebut juga bakteri anaerobik dan bakteri biogas yang mengurangi sampah-sampah yang banyak mengandung bahan organik sehingga terbentuk gas metana (CH₄) yang apabila dibakar dapat menghasilkan energi panas (*Rahman, 2005*).

Kebudayaan Mesir, China, dan Roma Kuno diketahui telah memanfaatkan gas alam ini yang dibakar untuk menghasilkan panas. Namun, orang pertama yang mengaitkan gas bakar ini dengan proses pembusukan bahan sayuran adalah *Alessandro Volta* (1776), sedangkan *William Henry* pada tahun 1806 mengidentifikasi gas yang dapat terbakar tersebut sebagai metana. *Becham* (1868), murid *Louis Pasteur* dan *Tappeiner* (1882), memperlihatkan asal mikrobiologi dari pembentukan metana. Pada akhir abad ke-19 ada beberapa riset dalam bidang ini dilakukan. Jerman dan Prancis melakukan riset pada masa antara perang dunia II dan beberapa unit pembangkit biogas yang memanfaatkan limbah pertanian. Selama perang dunia II banyak petani di Inggris dan benua Eropa yang membuat digester kecil untuk menghasilkan biogas yang digunakan untuk menggerakkan traktor. Karena harga bahan bakar minyak semakin murah dan mudah didapatkan pada tahun 1950-an pemakaian biogas ditinggalkan. Namun, di negara-negara berkembang kebutuhan akan sumber energi yang murah selalu tersedia. Kegiatan produksi biogas di India telah dilakukan sejak abad ke-19. Alat pencernaan aerobik pertama dibangun pada tahun 1900 (*Rahman, 2005*).

Negara berkembang lainnya seperti China, Filipina, Korea, Taiwan, dan Papua Nugini telah melakukan berbagai riset dan pengembangan alat pembangkit biogas dengan prinsip yang



sama, yaitu menciptakan alat yang kedap udara dengan bagian-bagian pokok terdiri atas pencerna (digester), lubang pemasukan bahan baku, dan pengeluaran lumpur sisa hasil pencernaan (*slurry*) dan pipa penyaluran biogas yang terbentuk (*Rahman, 2005*).

Dengan teknologi tertentu, gas metana dapat dipergunakan untuk menggerakkan turbin yang menghasilkan energi listrik, menjalankan kulkas, mesin tetas, traktor, dan mobil. Secara sederhana, gas metana dapat digunakan untuk keperluan memasak dan penerangan menggunakan kompor gas sebagaimana halnya LPG (*Rahman, 2005*).

I.1.2 Alasan Pendirian Pabrik

Implikasi negatif bahan bakar fosil terhadap lingkungan dan keterbatasan persediaan telah membawa pada pencarian sumber energi alternatif. Permasalahan sering di hadapi dewasa ini meliputi tingginya harga bahan bakar fosil, kenaikan jumlah impor minyak bumi akibat tingginya konsumsi bahan bakar nasional, serta cadangan minyak bumi yang semakin menipis. Dalam energi *mix* nasional diketahui bahwa lebih dari 50% penggunaan energi nasional didominasi oleh bahan bakar berbasis fosil. Untuk itu perlu pengembangan energi alternatif yang dapat menggantikan bahan bakar minyak (BBM) dengan bahan bakar gas (BBG) atau *compressed methane gas* (CMG).

Gas metana terkompresi (*compressed methane gas*, CMG) adalah alternatif bahan bakar selain bensin atau solar. Bahan bakar ini dianggap lebih bersih bila dibandingkan dengan bahan bakar minyak karena emisi gas buangnya yang ramah lingkungan. CMG dibuat dengan melakukan kompresi metana (CH_4) yang diperoleh dari biogas.

Biogas adalah gas yang dilepaskan jika bahan-bahan organik (seperti kotoran ternak, kotoran manusia, jerami, dan sekam) difermentasi atau mengalami proses metanisasi.

Biogas dapat dibuat dari limbah organik, salah satunya limbah cair kelapa sawit atau yang sering disebut POME (*Palm*



Oil Mill Effluent). POME yang dihasilkan selama produksi kelapa sawit merupakan sumber energi besar yang belum banyak dimanfaatkan di Indonesia.

I.1.3 Ketersediaan Bahan Baku

Bahan baku utama CMG (*compressed methane gas*) adalah gas *methane* yang diperoleh dari biogas yang dihasilkan dari POME (*palm oil mill effluent*) selama proses produksi kelapa sawit. Indonesia merupakan produsen minyak kelapa sawit terbesar di dunia, tercatat pada tahun 2011 terdapat sekitar 608 pabrik pengolahan kelapa sawit, sehingga Indonesia memiliki potensi untuk mengkonversi POME menjadi biogas yang dihasilkan oleh pabrik kelapa sawit (*Rahayu, 2015*).

Tabel I.1 Proyeksi Potensi Daya dari POME Berdasarkan Kapasitas Produksi Kelapa Sawit

Kapasitas Produksi Kelapa Sawit (ton TBS/jam)	POME yang Dihasilkan		Potensi Daya (MWe)
	m ³ /jam	m ³ /hari	
30	21	400	1,1
45	31,5	600	1,6
60	42	800	2,1
90	63	1200	3,2
Total Potensi di Indonesia			
34.280	23.996	479.920	1.280

Sumber : Rahayu, 2015

Menurut *Dirjen Perkebunan, Kementerian Pertanian* (2014), di wilayah Sumatera Utara sendiri terdapat 92 Industri Pengolahan Kelapa Sawit dengan kapasitas total sebesar 3.815 ton TBS/jam, sehingga POME yang dihasilkan setiap jam sebesar 2.670,5 m³/jam, sedangkan POME yang dihasilkan setiap hari sebesar 51.000 m³/hari.



I.1.4 Kebutuhan Aspek Pasar

Metana adalah gas yang dapat diperoleh dari hasil fermentasi biogas yang digunakan sebagai bahan bakar untuk memenuhi kebutuhan sehari-hari, yang meliputi untuk kebutuhan memasak, transportasi, dan sebagai tenaga pembangkit listrik. Kebutuhan akan metana diprediksi semakin meningkat dengan melihat cukup meningkatnya kebutuhan bahan bakar minyak (BBM) di Indonesia.

I.1.5 Penentuan Kapasitas Pabrik

Dalam menentukan kapasitas dari pabrik, perlu dilakukan analisa akan kebutuhan LPG, jumlah produksi, ekspor dan import, serta ketersediaan bahan baku. LPG digunakan sebagai data pembandingan dari CMG, dikarenakan di Indonesia data CMG tidak tersedia.

Berikut ini adalah data ekspor, impor, dan produksi LPG Indonesia, menurut Kementerian Perindustrian (2016), yang dapat dilihat pada **Tabel I.2**.

Tabel I.2 Data Ekspor, Impor, Produksi, dan Konsumsi LPG Indonesia (dalam kg)

Thn	Ekspor	Impor	Produksi	Konsumsi
2011	388.766	795.084.942	2.285.439.000	794.696.176
2012	6.220.541	1.347.656.003	2.491.366.000	1.341.435.462
2013	9.114.100	1.546.636.757	-	1.537.522.657
2014	4.294.500	1.677.352.725	-	1.673.058.225
2015	10.127.485	1.986.194.420	-	1.976.066.935

Sumber: BPS, Diolah Pusdatin Kemenperin 2016

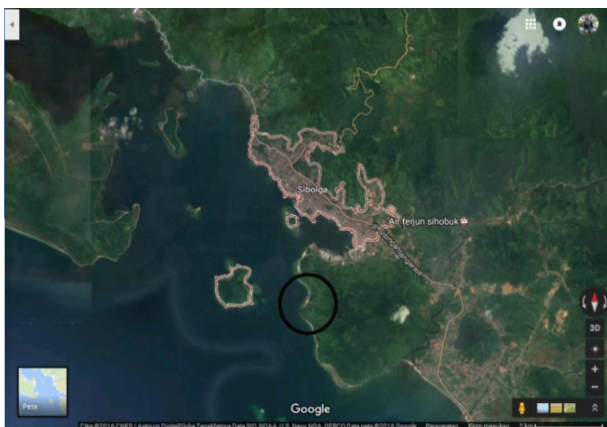
Dari data diatas, didapatkan perkiraan konsumsi LPG pada tahun 2020 sekitar 3.456.000 kg/tahun. Sedangkan perkiraan impor LPG pada tahun 2020 sekitar 3.497.500 kg/tahun. Dari data tersebut dapat diperoleh nilai kapasitas pabrik *compressed methane gas* sebagai berikut:



$$\begin{aligned}\text{Kapasitas} &= (\text{hasil produksi} + \text{impor}) - (\text{ekspor} + \text{konsumsi}) \\ &= (2.491.366.000 + 3.497.500) - (18.365.487 + 3.456.000) \\ &= 2.473.042.013 \text{ kg} \\ &= 2.473.042,013 \text{ ton} \\ \text{Kapasitas pabrik } 1,5\% \times \text{kapasitas produksi} \\ &= 1,5\% \times 2.473.042,013 \\ &= 37.095,63 \text{ ton/tahun}\end{aligned}$$

Dari perhitungan diatas, maka pada tahun 2020 akan didirikan pabrik *compressed methane gas* dengan mengambil kapasitas sebesar 30.000 ton/tahun. Pabrik bekerja secara kontinyu dalam 1 tahun selama 300 hari, sehingga kapasitas produksi sebesar 100 ton/hari.

I.1.6 Pemilihan Lokasi Pabrik



Gambar I.1 Lokasi Pabrik

Letak geografis suatu pabrik memiliki pengaruh yang sangat penting terhadap keberhasilan dari pabrik tersebut. Beberapa faktor yang dapat menjadi acuan dalam penentuan pemilihan lokasi pabrik antara lain, ketersediaan bahan baku, transportasi, dan utilitas. Dari ketiga pertimbangan tersebut maka



BAB I Pendahuluan

pabrik CMG ini akan didirikan di Sibolga, Sumatera Utara dengan pertimbangan sebagai berikut:

1. Penyediaan bahan baku
POME (*palm oil mill effluent*) sebagai bahan baku pembuatan CMG diperoleh dari perusahaan perkebunan kelapa sawit yang berada di Provinsi Sumatera Utara sebanyak 332 perusahaan.
2. Transportasi
Sarana transportasi sangat dibutuhkan sebagai penunjang utama untuk penyediaan bahan baku dan pemasaran produk. Terlebih kawasan Sumatera Utara merupakan kawasan industri kelapa sawit yang memiliki sarana transportasi darat yang baik. Selain itu juga dekat dengan pelabuhan Sibolga yang berarti penyaluran produk melalui laut juga mudah.
3. Utilitas
Fasilitas yang terdiri dari penyediaan air dan listrik mengharuskan lokasi pabrik dekat dengan sumber tersebut. Pabrik ini berlokasi di dekat laut sekitar pelabuhan Sibolga untuk memenuhi kebutuhan air. Sementara untuk kebutuhan akan listrik didapatkan dari PT. PLN.

I.2 Dasar Teori

I.2.1 CMG (*Compressed Methane Gas*)

Gas metana terkompresi (*compressed methane gas*, CMG) adalah alternatif bahan bakar selain bensin atau solar. Bahan bakar ini dianggap lebih bersih bila dibandingkan dengan bahan bakar minyak karena emisi gas buangnya yang ramah lingkungan. CMG dibuat dengan melakukan kompresi metana (CH_4) yang diperoleh dari biogas.

Menurut Pertamina (2015), adapun keuntungan dari CMG ini adalah :

1. Lebih ramah lingkungan.
2. Harganya lebih murah dari jenis bahan bakar lainnya.



3. Memiliki angka oktan (RON) > 98 (Angka Oktan CMG = 120).
4. Aman digunakan, berat jenis lebih ringan dari udara.
5. Pembakaran yang lebih sempurna.
6. Kadar Emisi yang lebih rendah atau $1/3$ emisi BBM.
7. Proses Pemurnian bahan bakar gas tidak menggunakan TEL (*Tetra Ethil Lead*) atau Timbal yaitu zat adiktif untuk meningkatkan nilai oktan.

CMG berberda dengan LNG, perbedaan utamanya adalah CMG merupakan gas terkompresi, sedangkan LNG merupakan gas dalam bentuk cair. CMG secara ekonomis lebih murah dalam produksi dan penyimpanan dibandingkan LNG yang membutuhkan pendinginan dan tangki kriogenik yang mahal. Akan tetapi CMG membutuhkan tempat penyimpanan yang lebih besar untuk sejumlah massa gas alam yang sama serta perlu tekanan yang sangat tinggi. CMG juga perlu dibedakan dari LPG, yang merupakan campuran terkompresi dari propana (C_3H_8) dan butana (C_4H_{10}) (Siregar, 2011).

CMG dapat digunakan untuk mesin otto (berbahan bakar bensin) dan mesin diesel (berbahan bakar solar). Pengisian CMG dapat dilakukan dari sistem bertekanan rendah maupun bertekanan tinggi. Idealnya, tekanan pada jaringan pipa gas adalah 11 bar, dan agar pengisian CMG bisa berlangsung dengan cepat, diperlukan tekanan sebesar 200 bar, atau 197 atm, 197 kali tekanan udara biasa. Dengan tekanan sebesar 200 bar, pengisian CMG setara 130 liter premium dapat dilakukan dalam waktu 3-4 menit. Dengan tekanan sebesar 200 bar, tentunya penanganan CMG perlu dilakukan secara hati-hati. Antara lain dengan menggunakan tangki gas yang memenuhi persyaratan dan dipasang di bengkel yang direkomendasi. Tangki CMG dibuat dengan menggunakan bahan-bahan khusus yang mampu membawa CMG dengan aman. Desain terbaru tangki CMG menggunakan lapisan alumunium dengan diperkuat oleh fiberglass. Karena CMG lebih ringan dari udara, kebocoran tidak menjadi terlalu beresiko bila sirkulasi udara terjaga dengan baik.



Jika gas terbakar, mesh logam atau keramik akan mencegah tangki agar tidak meledak (Siregar, 2011).

Tabel I.3 Spesifikasi CMG

Komponen	Nilai
Metana (CH_4)	95-97 %
Karbon Dioksida (CO_2)	Max 5 %
Berat Jenis (SG)	0,55-0,85
Suhu	300-380°C
Kadar Air	0,16028 gr/m ³
Nilai Pemanasan Kotor	8.000-10.658 Kcal/m ³

Sumber : Suropati, 2010

I.2.2 Pengertian Biogas

Biogas adalah gas yang dihasilkan oleh bakteri apabila bahan *organic* mengalami proses fermentasi dalam reaktor dengan kondisi *anaerob*. Reaktor yang dipergunakan untuk menghasilkan biogas umumnya disebut *digester* atau *biodigester*, karena ditempat inilah bakteri tumbuh dengan mencerna bahan bahan organik (Suyitno, 2010).

Komposisi dan produktivitas sistem biogas dipengaruhi oleh parameter-parameter seperti temperatur *digester*, pH (tingkat keasamaan), tekanan, dan kelembapan udara. Dibawah ini merupakan komposisi biogas :

Tabel 1.4 Komposisi Biogas

Komponen	Konsentrasi
Metana	50-75% vol
Karbon Dioksida	25-45% vol
Air	2-7 % vol (20-40°C)
Hidrogen Sulfida	20-20.000 ppm
Nitrogen	< 2 % vol
Oksigen	< 2 % vol
Hidrogen	< 1 % vol

Sumber : Kaltschmitt dan Hartmann, 2001



Kandungan *methane* yang cukup tinggi dan nilai kalornya yang cukup tinggi sekitar 50 MJ/kg dalam biogas dapat menggantikan peran LPG dan petrol (bensin). Tetapi dalam biogas terdapat kandungan lain selain *methane* yang perlu adanya proses pemurnian. Gas tersebut adalah gas H_2S yang dianggap sebagai pengotor dan bila ikut terbakar dan terbebas dengan udara dapat teroksidasi menjadi SO_2 dan SO_3 yang bersifat korosif dan bila teroksidasi lebih lanjut oleh H_2O dapat memicu hujan asam. Selain H_2S terdapat juga uap air dan CO_2 yang tidak bermanfaat pada saat pembakaran. Biogas yang mengandung sejumlah H_2O dapat berkurang nilai kalornya. Gas H_2O sebagaimana gas H_2S juga perlu dibersihkan dari biogas (*Suyitno, 2010*).

Tabel I.5 Nilai Kesetaran Biogas

Aplikasi	1 m ³ Biogas Setara dengan
Penerangan	60-100 watt lampu bohlam selama 6 jam
Memasak	Dapat Memasak tiga jenis makanan untuk keluarga (5-6 orang)
Pengganti bahan bakar	0,7 kg minyak tanah
Tenaga	Dapat menjalankan satu motor tenaga kuda selama dua jam
Pembangkit Listrik	Dapat menghasilkan 1,25 kwh listrik

Sumber : Kristoferson dan Bokalders, 1991

I.2.3 POME (*Palm Oil Mill Effluents*)

POME (*palm oil mill effluent*) adalah limbah cair yang dikeluarkan dari proses ekstraksi minyak dari tandan buah segar (TBS). Dalam ekstraksi minyak sawit, terdapat 3 proses utama yang menghasilkan POME :

- Proses Sterilisasi tandan buah segar
- Proses penjernihan minyak sawit mentah atau *crude palm oil* (CPO), yaitu pemerasan, memisahkan, dan penjernihan.
- Pemerasan tandan kosong



Pabrik kelapa sawit menghasilkan 0,7-1 m³ POME untuk setiap ton tandan buah segar yang diolah. POME yang baru dihasilkan umumnya panas (suhu 60°-80° C), bersifat asam (pH 3,3-4,6), kental, berwarna kecoklatan dengan kandungan padatan, minyak dan lemak, *Chemical Oxygen Demand* (COD), dan *Biological Oxygen Demand* (BOD) yang tinggi (Rahayu, 2015).

Komposisi POME secara umum terdiri dari 93-95% air, 0,5-2% minyak, 3- 4% padatan (tersuspensi dan terlarut) serta sedikit pasir. POME memenuhi persyaratan utama, yakni mengandung bahan *organic* dalam jumlah yang signifikan sehingga dapat dijadikan umpan untuk proses fermentasi anaerob. Bahan organik inilah yang dikonversikan menjadi CH₄ dan CO₂.

Tabel I.6 Komposisi Kimia POME

Komponen	Persen berat (%)
Karbohidrat	35,550
Lemak	16,960
N ₂	26,390
S	0,007
K	4,858
Na	0,051
Ca	0,896
Mg	0,495
P	7,803
H ₂ O	6,990

Sumber : Alam, 2012

POME (*Palm Oil Mill Effluent*) yang akan di konversi menjadi biogas memiliki beberapa standar yang sesuai dengan peraturan Keputusan Menteri Negara Lingkungan Hidup nomor 28/2003 yang dapat dilihat pada **tabel 1.7** dibawah ini.



Tabel I.7 Karakteristik POME Tanpa Diolah dan Baku Mutu sesuai Peraturan

Parameter	Unit	POME tanpa diolah		Baku Mutu Sesuai Peraturan	
		Rentang	Rata-rata	Sungai	Aplikasi lahan
BOD	mg/l	8.200-35.000	21.280	100	5.000
COD	mg/l	15.103-65.100	34.740	350	
TSS	mg/l	1.330-50.700	31.170	250	
Amonia	mg/l	12-126	41	50	
Minyak dan lemak	mg/l	190-14.720	3.075	25	
pH		3,3-4,6	4	6-9	6-9
Maksimal POME yang dihasilkan	m ³ /ton CPO			2,5	

Sumber : Rahayu, 2015

I.3 Kegunaan CMG

CMG (*Compressed Methane Gas*) adalah produk utama dari hasil fermentasi biogas yang dapat dimanfaatkan untuk mendukung kehidupan masyarakat. Manfaat CMG yang secara tidak langsung adalah menjaga kelestarian lingkungan hidup dan konversi sumber energi terbarukan. Berikut ini kegunaan CMG itu sendiri diantaranya :

- Sebagai sumber energi untuk skala rumah tangga
CMG dapat digunakan sebagai sumber energi bahan bakar dalam skala rumah tangga. Sebagai contoh bahan bakar gas atau kompor.
- Sebagai sumber energi untuk penerangan
CMG sebagai sumber energy untuk penerangan dengan



BAB I Pendahuluan

cara yang sama seperti pemanfaatan untuk memasak, artinya kompor sebagai titik akhir penggunaan biogas diganti dengan lampu. Lampu yang digunakan adalah lampu yang dirancang khusus atau lampu petromaks yang dimodifikasi.

- c. Pengganti bahan bakar minyak (BBM)
CMG merupakan bahan bakar alternatif sebagai pengganti bahan bakar konvensional seperti bensin dan solar.
- d. Mengurangi efek gas rumah kaca
CMG dapat mengurangi emisi gas metan (CH_4) yang dihasilkan pada dekomposisi bahan organik yang diproduksi dari sektor pertanian dan peternakan.
- e. Meningkatkan sanitasi lingkungan dan keindahan
Limbah organik apabila tidak dikelola dengan baik dan berserakan dimana-mana, maka akan dapat mengganggu keindahan dan berdampak negatif terhadap kesehatan masyarakat disekitarnya. Dengan penerapan CMG, dampak negatif tersebut dapat dikurangi atau dihilangkan.

I.4 Sifat Fisika & Kimia

I.4.1 Bahan Baku Utama

I.4.1.1 POME

Bahan utama yang difermentasikan menjadi biogas adalah POME dengan karakteristik sebagai berikut :

Tabel I.8 Karakteristik POME

Variabel	Satuan	POME
TS	Mg/L	42600
VS	Mg/L	37600
SS	Mg/L	17750
BOD	Mg/L	38000
COD	Mg/L	53000
TOD	Mg/L	50438
Minyak dan oli	Mg/L	1700



C	Wt%	45,6
H	Wt%	6,34
N	Wt%	1,98
P	Wt%	0

Sumber : Yoshimassa, 2009

I.4.2 Bahan Baku Pendukung

I.4.2.1 Natrium Bikarbonat (NaHCO_3)

Sifat fisika Natrium Bikarbonat (NaHCO_3)

Bentuk	: Bubuk kristal
Berat molekul	: 84 g/mol
Bau	: Tidak berbau
Densitas	: 980 kg/m ³
<i>Specific gravity</i>	: 2,22
Warna	: Putih

Sifat kimia Natrium Bikarbonat (NaHCO_3)

Kelarutan	: 9,5 % (25°C)
pH	: 8,3

(*MSDS Sodium Bicarbonate*, 2014)

I.4.2.2 Zeolit

Sifat fisika Zeolit

Bentuk	: Padatan
Berat molekul	: -
Titik didih	: -
Titik beku	: -
<i>Specific gravity</i>	: >1 (air = 1)
Warna	: Putih

Sifat kimia Zeolit

Kelarutan	: Tidak larut pada air dingin dan air panas
-----------	---

(*MSDS Zeolit*, 2013)

I.4.2.3 Kalium Karbonat (K_2CO_3)

Sifat fisika Kalium Karbonat (K_2CO_3)

Bentuk	: Padatan
Berat molekul	: 138,21 g/mol



BAB I Pendahuluan

Bau : Tidak berbau

Specific gravity : 2,29

Warna : Putih

Sifat kimia Kalium Karbonat (K_2CO_3)

Kelarutan : Larut dalam air dingin

(*MSDS Potassium carbonate, 2013*)

I.4.2.4 Propana (C_3H_8)

Sifat fisika Propane

Bentuk : Gas tidak berwarna, cair
dibawah tekanan

Berat molekul : 44,096 g/mol

Boiling point : -44°F

Flash point : -156 °F

Specific gravity (liquid) : 0,500-0,510 (water = 1)

Specific gravity (vapor) : 1,52 (air = 1)

Tekanan uap (max) : 208 Psig (100 °F)

(*MSDS Propane, 2014*)

I.4.3 Produk

I.4.3.1 Compressed Methane Gas (CMG)

1. Metana (CH_4) : 95-97 %
2. Karbon dioksida (CO_2) : Max 5 %
3. Berat molekul : 17,51 kg/kmol
4. Nilai kalor : 47.476 kJ/kmol
5. Berat jenis (SG) : 0,55 – 0,85
6. Kadar air : 0,16028 gr/cm³
7. Nilai oktan : 130

(*Suropati, 2010*).

I.4.3.2 Produk Utama dan Produk Samping

Tabel I.9 Karakteristik dari Metana

Karakteristik	Metana (CH_4)
<i>Molecular weight</i>	16,04
<i>Specific gravity</i>	0,424
<i>Density, kg/m³</i>	128
<i>Boiling temperature, °C</i>	-31,7



<i>Freezing point, °C</i>	-182
<i>Flash Point, °C</i>	-184
<i>Flammability limits, % volume</i>	Lower : 5,3 Higher : 15

Sumber : Wong, 2005

Tabel I.10 Karakteristik dari CO₂

Karakteristik	CO₂
<i>Molecular weight, kg/mol</i>	44,01
<i>Normal boiling point</i>	194,7 K it sublimes
<i>Critical temperature, K</i>	304,2
<i>Critical pressure, bar</i>	73,70
<i>Thermal conductivity of gas</i>	0,015 W/(m K) at 273,15 K
<i>Gaseous real density</i>	1,977 kg/m ³ at 273,15 K and 101,325 kPa
<i>Liquid density</i>	1,18 kg/L at 216,6 K triple point

Sumber : Courtesy of Lotepo Data Book, 1975



Halaman ini sengaja dikosongkan.

BAB II

MACAM DAN URAIAN PROSES

II.1 Macam Kondisi Proses Produksi Metana

Menurut Dian Fadli (2013), metana adalah hidrokarbon paling sederhana yang berbentuk gas pada kondisi STP dengan rumus kimia CH_4 . Sebagai komponen utama gas alam metana adalah sumber bahan bakar utama. Gas metana dapat diperoleh dengan beberapa proses dengan bahan baku yang berbeda-beda, antara lain :

1. Gas metana dari proses *sedimen in the sea* (gas hidrat dari dalam laut)
2. Gas metana dari proses eksploitasi gas alam
3. Gas metana dari proses fermentasi anaerobik

II.1.1 Proses *Sedimen in The Sea* (Metana dari Gas Hidrat dalam Laut)

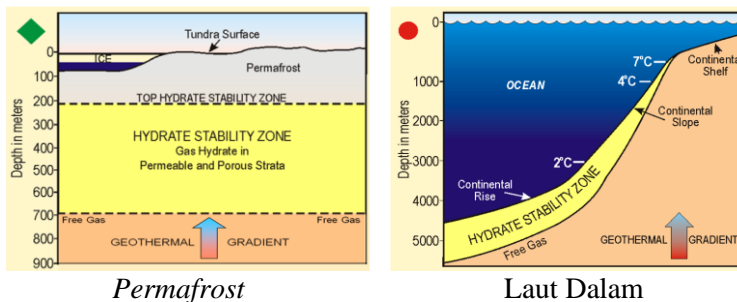
Hidrat gas adalah kristal es yang terdiri atas molekul-molekul air yang membentuk struktur seperti kurungan, sangkar atau disebut *clathrate*. Setiap *clathrate* dapat mengurung atau menjebak molekul gas dan biasanya disebut hidrat *clathrate* atau gas *clathrate*, namun istilah hidrat gas lebih sering digunakan dalam industri minyak dan gas (*Zulkhifly, 2010*).



Gambar II.1 Hidrat Gas



Hidrat gas terbentuk dan stabil pada lingkungan dengan kondisi tekanan tinggi dan temperatur yang mendekati titik beku air atau lebih rendah. Hidrat gas ditemukan di dua daerah, yaitu di daerah daratan sekitar kutub dan laut dalam. Di daerah sekitar kutub, hidrat gas ditemukan di *permafrost*, yaitu lapisan pada daratan dengan suhu sama dengan atau lebih kecil dari titik beku air. Sedangkan pada daerah laut, biasanya hidrat gas terbentuk dan stabil pada kedalaman 150 m sampai 2000 m dibawah permukaan laut (*Kvenvolden, 1993*).

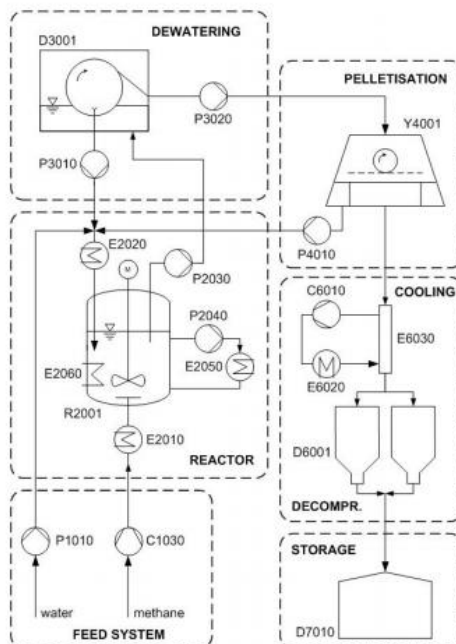


Gambar II.2 Lokasi Hidrat Gas

Molekul gas metana yang mengisi rongga hidrat gas berasal dari dua sumber, yaitu termogenik dan sumber biogenik. Sumber molekul gas termogenik berasal dari batuan induk hidrokarbon (*source rock*), dimana molekul gas metana bermigrasi ke zona kestabilan hidrat gas (GSHZ). Sedangkan molekul gas sumber biogenik, berasal dari aktivitas mikroba di dasar laut. Terdapat dua jenis mikroba yang dapat menghasilkan molekul gas metana dari aktivitasnya. Yang pertama adalah *Archaea I* yang mengkonsumsi hidrogen dan karbon yang tersedia di dasar laut dan memproduksi metana. Mikroba ini adalah sumber utama dari metana yang terperangkap dalam hidrat gas yang terdapat di sepanjang pinggiran kontinental dimana pada daerah tersebut sangat sedikit ditemukan sumber gas termogenik. Mikroba yang kedua adalah *Archaea II* yang mengkonsumsi metana dan memproduksi sulfida. Metana yang dikonsumsi



mikroba *Archaea II* berasal dari sumber termogenik atau berasal dari metana yang diproduksi oleh mikroba *Archaea I*. Proses pembentukan metana dari sumber biogenik ditunjukkan pada gambar berikut (Claypool, 2003).



Gambar II.3 Flowsheet Gas Hydrate Plant

Deposit gas alam yang terdapat di dunia, diperkirakan mencapai 13.000 TCF dengan cadangan 5.000 TCF. Sedangkan persediaan minyak dunia diperkirakan sebesar 1.144,013 milyar barel. Sedangkan deposit hidrat gas yang terdapat di bawah laut di seluruh dunia diperkirakan sekitar 30.000 TCF sampai 49.100.000 TCF dan yang terdapat di daratan mencapai 5.000 TCF sampai 12.000.000 TCF. Satu m³ hidrat gas apabila diolah mampu mengurai menjadi 150 m³ sampai 180 m³ (Energy Information Administration, International Energy Outlook, Natural Gas 1998: Issues and Trends).



Dalam satu unit volume hidrat gas terdapat 164 molekul gas metana. Untuk memanfaatkan potensi gas tersebut, maka hidrat gas perlu diurai sehingga gas metana dapat dikeluarkan. Hidrat gas yang terlepas dalam bentuk gelembung di dalam laut akan mengurai dan melepaskan molekul gas metana ke atmosfer. Maka dibutuhkan teknik khusus untuk memproduksi hidrat gas tersebut. Hingga saat ini, masih terdapat kesulitan dalam memproduksi serta mentransportasikan hidrat gas secara efektif dan efisien (*Zulkhifly, 2010*).

II.1.2 Proses Eksploitasi Gas Alam

Gas alam merupakan suatu campuran yang tersusun dari gas-gas hidrokarbon (C_nH_{2n+2}) dimana gas-gas tersebut mudah terbakar dan susunan yang utama dari gas alam itu sendiri terdiri dari metana (CH_4) yang merupakan molekul hidrokarbon dengan rantai terpendek dan teringan. Selain itu gas alam juga dapat mengandung etana, propana, butana, pentana, dan juga gas-gas yang mengandung sulfur. Kontaminan (pengotor) utama dari suatu gas biasanya berupa campuran organosulfur dan hidrogen sulfida yang harus dipisahkan. Gas dengan jumlah pengotor sulfur yang signifikan dinamakan *sour gas* dan sering disebut juga sebagai "acid gas (gas asam)" (*Pradnya A. Putri, 2013*).

Liquefied Natural Gas (LNG) adalah gas alam yang dicairkan dengan cara didinginkan pada temperature sekitar $-160^{\circ}C$ dan pada tekanan atmosfer. Proses tersebut juga untuk menghilangkan ketidakmurnian dan hidrokarbon berat pada gas alam tersebut. Dengan pencairan gas alam tersebut, volume spesifik gas alam dapat mengecil hingga 1/600 kali lipat dibandingkan kondisi awalnya. Gas alam cair tersebut dapat disimpan dalam tangki atmosferik serta mudah diangkut dalam jumlah yang besar menuju tempat yang jauh dengan menggunakan kapal tanker LNG dimana jalur pipa tidak tersedia atau jalur pipa tidak ekonomis (*Pradnya A. Putri, 2013*).

Secara garis besar proses di pabrik *cluster* LNG ini terdiri dari 4 unit. Unit yang pertama adalah unit *dehydration* yang

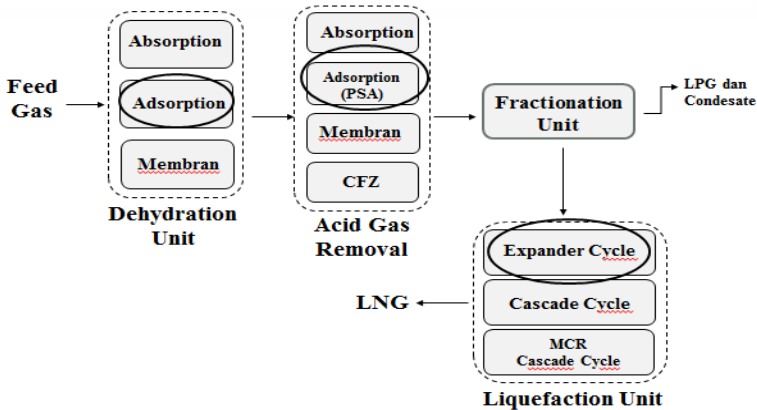


berfungsi untuk menghilangkan kadar H_2O pada *feed* gas, agar tidak terjadi pembekuan H_2O selama proses pendinginan. Pada unit *dehydration* ini dipilih proses *adsorption* dengan *adsorbent molecular sieve* 3A. Proses *adsorption* dipilih pada unit *dehydration* dikarenakan dengan proses ini H_2O dapat hilang hingga batas *max* yakni kurang dari 1 ppm, hal ini sesuai dengan spesifikasi produk yang diinginkan, proses ini tidak mengadsorp hidrokarbon, proses ini mudah diregenerasi dan proses ini cocok untuk mengikat H_2O yang memiliki ukuran partikel 0,28 nm (2,8 Å) (Pradnya A. Putri, 2013).

Unit yang kedua adalah unit *acid gas removal* yang berfungsi untuk menghilangkan CO_2 dan H_2S menggunakan *Pressure Swing Adsorption*. Pada proses ini, melibatkan dua *molecular sieve* sebagai adsorban yaitu zeolit *molecular sieve* 13X dan carbon *molecular sieve* 3K. Kedua *molecular sieve* tersebut berfungsi untuk menyerap pengotor-pengotor yang terikut bersama *feed* gas. Zeolit berfungsi untuk mengadsorp CO_2 dan H_2S . Carbon berfungsi untuk mengadsorp N_2 (Pradnya A. Putri, 2013).

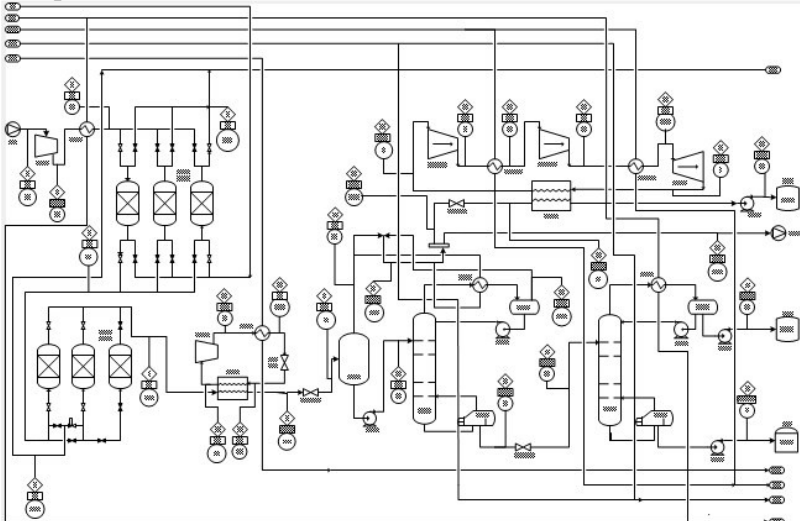
Unit yang ketiga adalah *fractionation* unit yang berfungsi untuk memisahkan fraksi ringan dengan fraksi berat dari gas alam berdasarkan titik didih komponennya yaitu LNG dan LPG. *Plant* ini dibagi menjadi 2 unit yaitu *LNG Distillation Column* dan *LPG Distillation Column*. Pada pabrik ini kami menggunakan propane *pre-cooled mixed refrigerant* sebagai pendinginnya karena LNG adalah cairan *cryogenic* yang berarti temperatur rendah, umumnya di bawah $-100^\circ F$ dan juga proses ini biaya operasinya lebih murah dibandingkan dengan pendingin nitrogen (Van Winkle, 1967).

Unit yang terakhir adalah unit *liquefaction* yang berfungsi untuk mencairkan LNG sehingga mencapai temperatur $-161^\circ C$. Proses yang digunakan adalah *expander cycle* dengan *refrigerant*.

**Gambar II.4** Seleksi Proses

Sumber : Kidnay, A and Parrish, W, 2006

Berikut ini adalah gambar yang menunjukkan *flowsheet* proses dari pabrik LNG

**Gambar II.5** Flowsheet LNG

Sumber : Vilbrandt, D. 1959



II.1.3 Proses Fermentasi Anaerobik

Biogas adalah gas yang dihasilkan oleh bakteri apabila bahan *organic* mengalami proses fermentasi dalam reaktor dengan kondisi *anaerob*. Reaktor yang dipergunakan untuk menghasilkan biogasnya umumnya disebut digester atau biodigester, karena ditempat inilah bakteri tumbuh dengan mencerna bahan organik (Suyitno, 2010).

Kandungan *methane* yang cukup tinggi dan nilai kalornya yang cukup tinggi sekitar 50 MJ/kg dalam biogas dapat menggantikan peran LPG dan petrol (bensin). Tetapi dalam biogas terdapat kandungan lain selain *methane* yang perlu adanya proses pemurnian. Gas tersebut adalah gas H_2S yang dianggap sebagai pengotor dan bila ikut terbakar dan terbebas dengan udara dapat teroksidasi menjadi SO_2 dan SO_3 yang bersifat korosif dan bila teroksidasi lebih lanjut oleh H_2O dapat memicu hujan asam. Selain H_2S terdapat juga uap air dan CO_2 yang tidak bermanfaat pada saat pembakaran. Biogas yang mengandung sejumlah H_2O dapat berkurang nilai kalornya. Gas H_2O sebagaimana gas H_2S juga perlu dibersihkan dari biogas (Suyitno, 2010).

Menurut Suyitno (2010), proses anaerob terjadi pada 4 tahapan utama yaitu hidrolisis, *Acidogenesis*, *Acetogenis* dan *Methanogenesis*. Setiap tahapan melibatkan populasi mikroba yang berbeda.

1. Hidrolisis

Pada tahap hidrolisa, bahan-bahan organik yang mengandung selulosa, hemiselulosa, dan bahan ekstraktif seperti protein, karbohidrat dan lipida akan terurai menjadi senyawa rantai panjang yang lebih pendek. Sebagai contoh polisakarida terurai menjadi monosakarida sedangkan protein terurai menjadi peptida dan asam amino. Pada tahap hidrolisis, mikroorganisme yang berperan adalah enzim ekstraselular seperti selulose, amilase, protease, dan lipase.

Tabel II.1 Beberapa Kelompok Penting Enzim Hidrolitik

Enzim	Substrat	Produk Akhir
-------	----------	--------------



Proteinase	Protein	Asam amino
Selulase	Selulosa	Selobiosa dan glukosa
Hemiselulase	Hemiselulosa	Gula, seperti glukosa, xilosa, manosa dan arabinose
Amilase	Pati	Glukosa
Lipase	Lemak	Asam lemak dan gliserol
Pektinase	Pektin	Gula, seperti galaktosa, arabinosa dan asam <i>uronic polygalactic</i>

Sumber : Schnurer and Jarvis, 2009

2. *Acidogenesis*

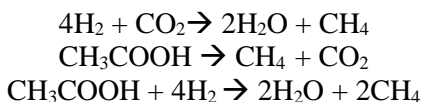
Pada tahap ini terjadi pembentukan asam dengan melibatkan bakteri *asidogenesis*, *Desulfovibrio* yang mengubah hasil dari tahap hidrolisis menjadi bahan organik sederhana (rantai pendek seperti alkohol).

3. *Acetogenesis*

Pada tahap ini terjadi pembentukan asam asetat, CO₂, dan hidrogen dari molekul-molekul sederhana yang melibatkan bakteri *aceton* (*Acetobacter aceti*) penghasil hidrogen.

4. Pembentukan Metana (*Metanogenesis*)

Pada tahap pembentukan gas CH₄, bakteri yang berperan adalah bakteri *methanogenesis* (*Methanosarcina*). Kelompok bakteri metana yaitu dari jenis *methanobacterium*, *methanobacillus*, *methanosacaria*, dan *methanococcus*. Bakteri ini membutuhkan kondisi yang benar-benar gelap dan kedap udara. Temperatur dimana bakteri ini berkerja secara optimum adalah pada 35 °C dan sangat sensitif terhadap perubahan temperatur sekitar 2-3°C. Kisaran pH 6,5-7,5. Pada akhir metabolisme dihasilkan CH₄ dan CO₂ dari CH₃COOH, CO₂, dan H₂ yang dihasilkan pada tahap pengasaman.





Menurut Suyitno (2010), ada tiga kondisi proses utama dalam pembuatan biogas, diantaranya adalah :

1. Fermentasi *psycrophilic*

Proses fermentasi biogas dengan menggunakan bakteri fermentasi *psycrophilic* yang hidup pada temperatur 8-25°C. Bakteri ini biasanya berkembang pada negara-negara subtropis atau beriklim dingin. Kondisi optimumnya adalah pada temperatur 15-18°C. Waktu penyimpanan (*retention time*) adalah lebih dari 100 hari.

2. Fermentasi *mesophilic*

Proses fermentasi biogas dengan menggunakan bakteri fermentasi *mesophilic* yang hidup pada temperatur 35-37°C. Bakteri ini dapat berkembang pada negara-negara tropis seperti di Indonesia. Temperatur dimana bakteri ini dapat berkerja secara optimum adalah pada 35-45°C. Waktu penyimpanan (*retention time*) adalah lebih dari 30-60 hari.

3. Fermentasi *thermophilic*

Proses fermentasi biogas dengan menggunakan bakteri fermentasi *thermophilic* yang hidup pada temperatur 53-55°C. Bakteri ini dapat bertahan hidup dan berkembang pada temperatur tinggi. Waktu penyimpanan (*retention time*) adalah lebih dari 10-16 hari.

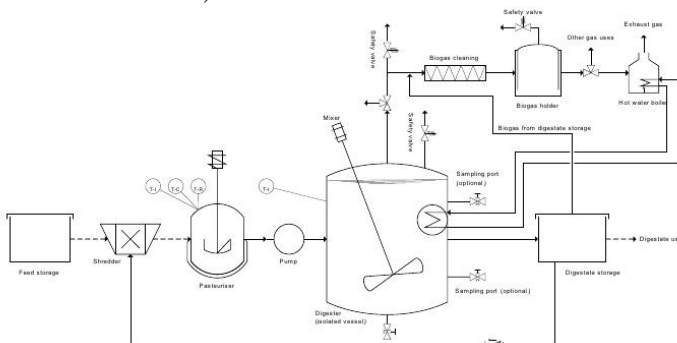
Tabel II.1 Seleksi Berdasarkan Suhu Digester

Bakteri Digester	Mesofilik	Termofilik
<i>Optimal temperature (°C)</i>	35-40	55-60
<i>pH</i>	7,2-8	7,2-8,5
<i>Temperatur fluctuation tolerated by the system (°C)</i>	3-5	1-2
<i>Retention Time (Day)</i>	15-25	3-10
<i>Max COD reduction (%)</i>	65-85	85-95
<i>Max BOD reduction (%)</i>	60-80	80-90
<i>Max organic material reduction (%)</i>	45-55	55-70
<i>Biogas produktion (Nm³/1000 kg dry</i>	920-980	950-1000



organic material)		
Methane gas content of the biogas(%)	60-70	70-85
Volatile acid (mg $\text{CH}_3\text{COOH}/\text{dm}^3$)	1500-2500	3000-4000
Alkalinity (mg $\text{CaCO}_3/\text{dm}^3$)	4000-6000	3000-5000

Sumber : Kardos dkk, 2011



Gambar II.6 Flowsheet Fermentasi Anaerobik

Sumber : LeAF, 2009

II.2 Seleksi Proses

Dari macam proses yang telah diuraikan diatas, maka dipilih proses fermentasi anaerobik sebagai acuan proses dari rancang pabrik *compressed methane gas* (CMG) dari biogas hasil fermentasi *thermophilic palm oil mill effluent* (POME) dengan pertimbangan

1. Proses produksi lebih sederhana
2. Transportasi dan distribusi lebih mudah
3. Keuntungan pengolahan limbah
 - a. Digester anaerobik merupakan proses pengolahan limbah yang alami.
 - b. Membutuhkan lahan yang lebih kecil dibandingkan dengan proses kompos aerobik ataupun penumpukan sampah.
 - c. Memperkecil volume atau berat limbah yang dibuang.
 - d. Memperkecil rembesan polutan.



4. Keuntungan energi
 - a. Proses produksi energi bersih.
 - b. Memperoleh bahan bakar berkualitas tinggi dan dapat diperbaharui.
 - c. Biogas dapat dipergunakan untuk berbagai penggunaan.
5. Keuntungan lingkungan.
 - a. Menurunkan emisi gas metan dan karbon dioksida secara signifikan.
 - b. Menghilangkan bau.
 - c. Menghasilkan kompos yang bersih dan pupuk yang kaya nutrisi.
 - d. Memaksimalkan proses daur ulang.
 - e. Menghilangkan bakteri *coliform* sampai 99% sehingga memperkecil kontaminasi sumber air.

Sumber : Haryati, 2006

II.3 Uraian Proses Terpilih

Berdasarkan literatur yang telah dipaparkan pada sub-sub bab sebelumnya, berikut ini disajikan deskripsi proses dan faktor-faktor yang mempengaruhi proses pembuatan pabrik *compressed methane gas* (CMG) dari biogas hasil fermentasi *thermophilic palm oil mill effluent* (POME).

II.3.1 Deskripsi Proses Pembuatan *Compressed methane gas* (CMG) Dari Biogas Hasil Fermentasi *Thermophilic Palm Oil Mill Effluent* (POME)

Proses pembuatan *compressed methane gas* (CMG) dari biogas hasil fermentasi *thermophilic palm oil mill effluent* (POME) terbagi menjadi 3 unit yaitu proses fermentasi, proses pemurnian, dan proses pengkompresan biogas.

II.3.1.1 Fermentasi *Palm Oil Mill Effluent* (POME) menjadi Biogas

Palm oil mill effluent (POME) yang bersuhu antara 40-50°C dimasukan ke dalam tangki penampung *palm oil mill effluent* (POME) (F-111) dialirkan dengan menggunakan pompa



screw (L-113) menuju tangki nutrisi dan netralisasi (M-110) yang dilengkapi dengan pengadukan. Pada tangki netralisasi (M-110) ditambahkan senyawa NaHCO_3 sebanyak 0,03% menggunakan *screw conveyor* (J-112) sebagai penyangga untuk menetralkan pH. Pemilihan senyawa penyangga berupa NaHCO_3 tersebut dikarenakan NaHCO_3 memiliki kemampuan sistem penyangga yang memadai untuk mengimbangi produksi asam volatil dan karbon dioksida yang akan terlarut pada tekanan operasi. Pada pH tertentu kebanyakan alkalinitas berada dalam bentuk bikarbonat. Setelah itu, POME yang pH-nya netral dialirkan ke reaktor digester (R-120) menggunakan pompa *screw* (L-121) dengan temperature 55 °C dan tekanan 1 atm. Proses fermentasi POME menghasilkan biogas dan residu (*slurry*). Kemudian *slurry* dari reaktor digester (R-120) diolah menjadi pupuk organik (POC).

II.3.1.1.2 Pemurnian Biogas

Biogas yang terbentuk dari reaktor digester (R-120) didinginkan menggunakan *cooler* (E-211) dari suhu 55°C menjadi 30°C. Biogas dengan komponen CH_4 , CO_2 , dan H_2S yang bersuhu 30°C dialirkan menggunakan *blower* (G-212) dengan tekanan 1 atm menuju kolom absorber (D-210). Pada kolom absorber (D-210) ditambahkan larutan K_2CO_3 sebagai absorben dengan kondisi operasi tekanan 1 atm dengan suhu 70 °C untuk menyerap kandungan CO_2 . Gas CO_2 bereaksi dengan H_2O menghasilkan asam karbonat, kemudian bereaksi dengan ion karbonat dari K_2CO_3 membentuk KHCO_3 . Reaksi kimia yang terjadi pada kolom absorber bersifat eksotermis, yaitu



Larutan KHCO_3 dialirkan pada bagian bawah kolom *absorber* menggunakan pompa *centrifugal* (L-221), kemudian dialirkan menuju kolom *stripper* (D-220) untuk meregenerasi larutan K_2CO_3 dengan *steam*. Pada kolom *stripper* (D-220) gas CO_2 dan *steam* akan keluar dari bagian atas *stripper*, sedangkan larutan



K_2CO_3 keluar dari bagian bawah *stipper* dan dialirkan menuju kolom *absorber* (D-210) menggunakan pompa *centrifugal* (L-213). Sebelum masuk ke kolom *absorber*, larutan K_2CO_3 di dinginkan terlebih dahulu menggunakan *cooler* (E-214) dari suhu $100^\circ C$ menjadi $70^\circ C$. Biogas yang telah terpisah dari CO_2 dialirkan menuju kolom adsorpsi (D-230) untuk mengurangi kandungan H_2S menggunakan *zeolite*.

II.3.1.2 Pengkompresan Biogas

Gas metana yang telah dimurnikan dialirkan menggunakan *compressor centrifugal* (G-231) menuju gas holder (F-233) yang dimana tekanan gas metana akan dinaikkan dari 1 atm menjadi 20 atm dengan temperatur $228,52^\circ C$. Temperatur gas diturunkan dengan mengalirkan ke *cooler* (E-232) dengan *propana* sebagai refrigeran. Kemudian gas kembali di kompres dengan menggunakan *Compressor Centrifugal* (G-234) untuk mencapai tekanan akhir dari tekanan 20 atm menjadi 197 atm dengan temperatur $15^\circ C$ menggunakan *cooler* (E-235). Setelah tekanan yang diinginkan CMG tercapai, maka gas dalam tabung siap untuk dipasarkan.



Halaman ini sengaja dikosongkan.

BAB III NERACA MASSA

Kapasitas Pabrik : 30.000 ton CMG/tahun
 : 100 ton CMG/hari
 : 100.000 kg CMG/hari
 Operasi : 300 hari/tahun; 24 jam/hari
 Satuan Massa : kg
 Basis Waktu : 1 hari

Untuk kapasitas pabrik CMG 100.000 kg/hari, dibutuhkan bahan baku POME sebanyak 542.968,010 kg POME/hari. Berikut adalah komposisi POME dalam bentuk unsur :

Tabel III.1 Tabel Komposisi POME

Komponen	Persen berat (%)	Massa (kg)
Karbohidrat	35,550	193.004,199
Lemak	16,960	92.077,390
S	0,007	39,247
N ₂	26,390	143.273,722
K	4,858	26.375,342
Na	0,051	278,646
Ca	0,896	4.861,916
Mg	0,495	2.687,020
P	7,803	42.362,308
H ₂ O	6,990	37.949,349
Total	100	542.909,140

(Alam, 2012)

**Tabel III.2** Komposisi Bahan Baku POME

Komponen	Massa (kg)
Karbohidrat	193.004,199
Lemak	92.077,390
H ₂ SO ₄	120,193
N ₂	143.273,722
K	26.375,342
Na	278,646
Ca	4.861,916
Mg	2.687,020
P	42.362,308
H ₂ O	37.927,273
Total	542.968,010



III.1 Tahap Fermentasi

III.1.1 Tangki Netralisasi (M-110)

Tabel III.3 Neraca Massa di Tangki Netralisasi (M-110)

Masuk		Keluar	
Aliran <2> dari F-111		Aliran <4> ke R-120	
Karbohidrat	193.004,199	Karbohidrat	193.004,199
Lemak	92.077,390	Lemak	92.077,390
H ₂ SO ₄	120,193	Na ₂ SO ₄	174,158
N ₂	143.273,722	N ₂	143.273,722
K	26.375,342	CO ₂	107,929
Na	278,646	K	26.375,342
Ca	4.861,916	Na	278,646
Mg	2.687,020	Ca	4.861,916
P	42.362,308	Mg	2.687,020
H ₂ O	37.927,273	P	42.362,308
	542.968,010	H ₂ O	94.808,449
Aliran <3> dari J-112			
NaHCO ₃	206,046		
H ₂ O	56.837,024		
	57.043,070		
600.011,080		600.011,080	



III.2.2 Reaktor CSTR (R-120)

Tabel III.4 Neraca Massa di Reaktor CSTR (R-120)

Masuk		Keluar	
Aliran <4> dari (M-110)		Aliran <5> ke POC	
Karbohidrat	193.004,199	Slurry	326.896,852
Lemak	92.077,390		
Na ₂ SO ₄	174,158	Aliran <6> ke D-210	
N ₂	143.273,722	CH ₄	95.562,243
CO ₂	107,929	CO ₂	177.510,286
K	26.375,342	H ₂ S	41,700
Na	278,646		273.114,288
Ca	4.861,916		
Mg	2.687,020		
P	42.362,308		
H ₂ O	94.808,449		
	600.011,080		600.011,080



III.2 Tahap Pemurnian Biogas

III.2.1 Absorber (D-210)

Tabel III.5 Neraca Massa di Absorber (D-210)

Masuk		Keluar	
Aliran <7> dari R-120		Aliran <13> ke D-230	
CH ₄	95.562,243	CH ₄	95.562,243
CO ₂	177.510,286	CO ₂	4.437,757
H ₂ S	41,700	H ₂ S	41,700
	273.114,288		100.041,700
Aliran <8> dari D-220		Aliran <9> ke D-220	
K ₂ CO ₃	542.818,385	KHCO ₃	786.693,312
H ₂ O	482.332,908	H ₂ O	411.530,510
	1.025.151,294		1.198.223,822
	1.298.265,522		1.298.265,522

III.3.2 Stripper (D-220)

Tabel III.6 Neraca Massa di *Stripper* (D-220)

Masuk		Keluar	
Aliran <9> dari D-210		Aliran <10> ke D-210	
KHCO ₃	786.693,312	CO ₂	168.745,715
H ₂ O	411.530,510	K ₂ CO ₃	529.247,926
		KHCO ₃	19.667,333
		H ₂ O	480.562,848
	1.198.223,822		1.198.223,822



III.3.3 Adsorber (D-230)

Tabel III.7 Neraca Massa di Adsorber (D-230)

Masuk		Keluar	
Aliran <13> dari D-210		Aliran <15> ke G-231	
CH ₄	95.562,243	CH ₄	95.562,243
CO ₂	4.437,757	CO ₂	4.437,757
H ₂ S	41,700		100.000,000
		Aliran <14> ke D-230	
		H ₂ S	41,700
100.041,700		100.041,700	

Tabel III.8 Spresifikasi Produk

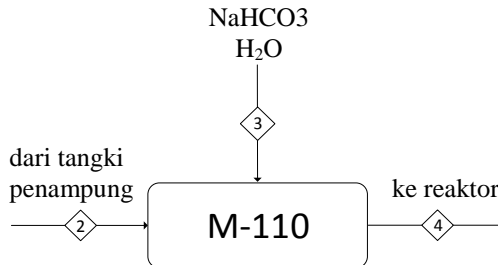
Pruduk CMG	
CH ₄	95.562,243
CO ₂	4.437,757
100.000,000	

BAB IV NERACA PANAS

Kapasitas Pabrik : 30.000 ton CMG/tahun
 : 100 ton CMG/hari
 : 100.000 kg CMG/hari
 Operasi : 300 hari/tahun; 24 jam/hari
 Satuan Panas : kkal
 Basis Waktu : 1 hari
 Suhu Referensi : 25 °C; 298 °K

IV.1 Tangki Netralisasi (M-110)

Kegunaan : untuk menetralisasi pH POME dari 4-5
 menjadi pH 7
 Suhu bahan masuk = 50



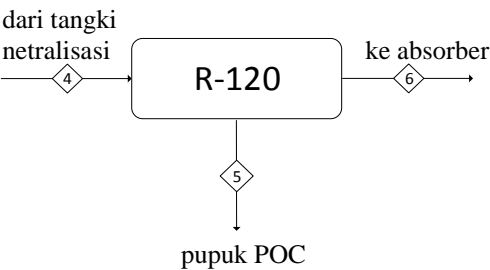
Tabel IV.1 Neraca panas Tangki Netralisasi

Masuk (kJ)		Keluar (kJ)	
H ₂	22.762.328,45	H ₄	23.952.116,08
H ₃	1.189.787,63		
	23.952.116,08		23.952.116,08



IV.2 Reaktor CSTR (R-120)

Kegunaan : mengkonversi POME menjadi biogas
Suhu bahan masuk = 45,85°C

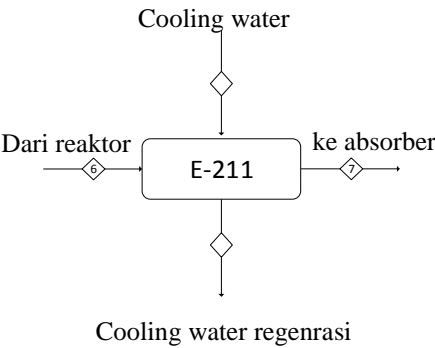


Tabel IV.2 Neraca panas Reaktor CSTR

Masuk (kJ)		Keluar (kJ)	
H ₄	2.3952.116,08	H ₅	11.378.751,06
Q _{supply}	1.538.966,85	H ₆	11.111.346,51
		Q _{loss}	76.948,34
		ΔH _{rxn total}	2.924.037,02
	25.491.082,93		25.491.082,93

IV.3 Cooler (E-211)

Kegunaan : untuk mendinginkan biogas dari suhu 55 - 30°C
Suhu aliran <6> = 55°C
Suhu aliran <7> = 30°C





Tabel IV.3 Neraca panas Cooler

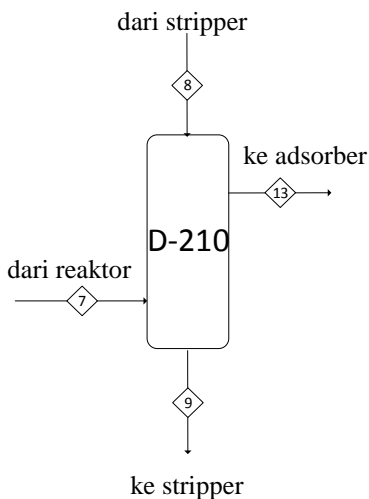
Masuk (kJ)		Keluar (kJ)	
H ₆	11.111.346,51	H ₇	1.821.244,21
CW	3.981.472,42	CWR	13.271.574,72
	15.092.818,93		15.092.818,93

IV.4 Absorber (D-210)

Kegunaan : untuk menyerap gas CO₂ yang terdapat dalam biogas.

Suhu aliran <7> = 30°C

Suhu aliran <8> = 70°C



Tabel IV.4 Neraca panas Absorber

Masuk (kJ)		Keluar (kJ)	
H ₇	1.821.244,21	H ₁₃	17.077.146,57
H ₈	61.780.022,77	H ₉	16.4936.483,59
		ΔH_{reaksi}	-118.412.363,18
	63.601.266,97		63.601.266,97

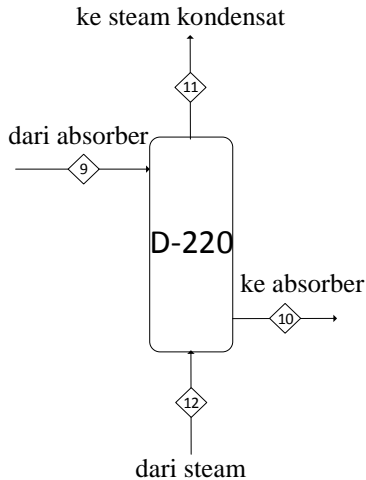


IV.5 Stripper (D-220)

Kegunaan : untuk meregenerasi KHCO_3 .

Suhu aliran <9> = $93,45^\circ\text{C}$

Suhu aliran <10> = 100°C



Tabel IV.6 Neraca panas *Stripper*

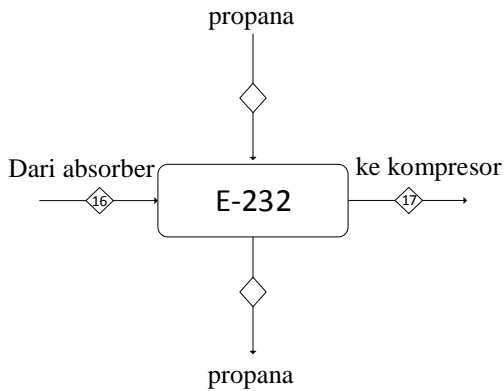
Masuk (kJ)		Keluar (kJ)	
H ₉	164.936.483,59	H ₁₂	194.176.332,43
		ΔH_{reaksi}	-29.239.848,84
	164.936.483,59		164.936.483,59

IV.6 Cooler (E-232)

Kegunaan : menurunkan suhu biogas dari $171,80-34,19^\circ\text{C}$
menuju ke gas holder

Suhu aliran <16> = $171,80^\circ\text{C}$

Suhu aliran <17> = $34,19^\circ\text{C}$



Tabel IV.8 Neraca panas Cooler

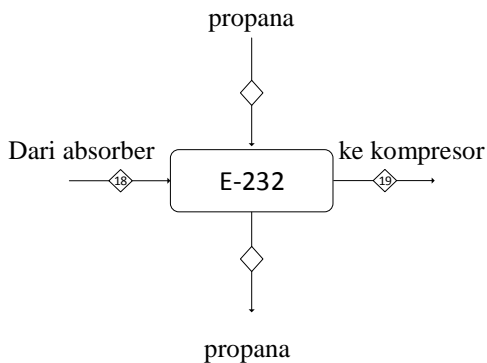
Masuk (kJ)		Keluar (kJ)	
H_{16}	783.060.171.020,82	H_{17}	754.439.375.927,13
H_{propana}	-73.355.097.825,14	$H_{\text{propana}'}$	-44.734.302.731,44
	709.705.073.195,69		709.705.073.195,69

VI.7 Cooler (E-235)

Kegunaan : menurunkan suhu biogas dari 34,19-15°C
menuju tangki penyimpanan CMG

Suhu aliran <18> = 34,19°C

Suhu aliran <19> = 15°C



**Tabel IV.8** Neraca panas *Cooler*

Masuk (kJ)		Keluar (kJ)	
H ₁₈	755.285.082.072,70	H ₁₉	757.435.534.583,74
H _{propana}	-992.7251.955,32	H _{propana'}	-6.090.331.604,19
	745.357.830.117,38		751.345.202.979,55

BAB V

SPESIFIKASI ALAT

Kapasitas Pabrik	: 30.000 ton CMG/tahun
	: 100 ton CMG/hari
	: 100.000 kg CMG/hari
Operasi	: 300 hari/tahun; 24 jam/hari
Satuan Massa	: kg
Satuan Panas	: kkal
Basis Waktu	: 1 hari

1. Tangki Penampung POME (F-111)

Kapasitas	= 2477496,797 gal
Bentuk	= Silinder tegak dengan tutup atas berbentuk <i>konis</i> ($\alpha = 60^\circ$) dan tutup bawah berbentuk datar
Diameter tangki	= 75 ft
Tinggi tangki	= 75 ft
Tebal <i>shell</i>	= 1 3/16 in
Tebal <i>head</i>	= 1/4 in
Bahan konstruksi	= <i>Carbon steel</i> SA-283 grade B
Jenis sambungan las	= <i>Double welded butt joint</i>
Jumlah	= 2

2. *Screw Conveyor* (J-112)

<i>Type</i>	= <i>Plain spoutes or chutes</i>
Kapasitas	= 3,31 ft ³ /jam
Panjang	= 20 ft
Diameter	= 6 in
Kecepatan putar	= 21 rpm
<i>Power</i>	= 1 hp
Jumlah	= 1 buah



3. *Mixer Netralisasi (M-110)*

Kapasitas	= 36.081,162 gal
Bentuk	= Silinder tegak dengan atap bentuk <i>flanged torispherical head with butt welded</i> , berpengaduk <i>six blade turbin</i>
Diameter tangki	= 16 ft
Tinggi tangki	= 24 ft
Tebal <i>shell</i>	= 3/8 in
Tebal <i>head</i>	= 3/8 in
Bahan konstruksi	= <i>Carbon steel SA-283 grade B</i>
Jenis sambungan las	= <i>Double welded butt joint</i>
Jenis impeler	= <i>six blade open turbin</i>
Jumlah	= 1

4. *Reaktor CSTR (R-120)*

Kapasitas	= 6.013,527 gal
Bentuk	= Silinder tegak dengan atap bentuk <i>flanged torispherical head with butt welded</i> , berpengaduk <i>six blade turbin</i>
Diameter tangki	= 8 ft
Tinggi tangki	= 16 ft
Tebal <i>shell</i>	= 1/4 in
Tebal <i>head</i>	= 3/8 in
Tebal <i>jacket</i>	= 1/4 in
Bahan konstruksi	= <i>Carbon steel SA-283 grade A</i>
Jenis sambungan las	= <i>Double welded butt joint</i>
Jenis impeler	= <i>six blade open turbin</i>
Jumlah	= 1

5. *Absorber (D-210)*

Kapasitas	= 2061000,022 gal
Bentuk	= Silinder tegak dengan atap bentuk <i>flanged torispherical head with butt welded</i> , dilengkapi dengan <i>packing pall ring</i>



Diameter tangki	= 3,25 ft
Tinggi tangki	= 16,124 ft
Tebal <i>shell</i>	= 3/16 in
Tebal <i>head</i>	= 3/16 in
Bahan konstruksi	= <i>Carbon steel SA-201 grade A</i>
Jenis sambungan las	= <i>Double welded butt joint</i>
Jenis <i>packing</i>	= <i>Pall ring</i>
<i>Normal size</i>	= 2 in
Porositas	= 0,96
Fp	= 27
Jumlah	= 1

6. *Stripper* (D-220)

Kapasitas	= 1309700,995 gal
Bentuk	= Silinder tegak dengan atap bentuk <i>flanged torispherical head with butt welded</i> , dilengkapi dengan <i>packing pall ring</i>
Diameter tangki	= 2,668 ft
Tinggi tangki	= 13,338 ft
Tebal <i>shell</i>	= 3/16 in
Tebal <i>head</i>	= 3/16 in
Bahan konstruksi	= <i>Carbon steel SA-201 grade A</i>
Jenis sambungan las	= <i>Double welded butt joint</i>
Jenis <i>packing</i>	= <i>Pall ring</i>
<i>Normal size</i>	= 2 in
Porositas	= 0,96
Fp	= 27
Jumlah	= 1

7. *Adsorber* (D-230)

Kapasitas	= 1309700,995 gal
Jenis Kolom Adsorber	= <i>Fixed bed adsorber</i>
Bentuk	= Silinder tegak dengan atap bentuk <i>flanged torispherical head with butt</i>



	<i>welded</i>
Diameter tangki	= 1,148 m
Tinggi tangki	= 13,338 ft
Tebal <i>shell</i>	= 3/16 in
Tebal <i>head</i>	= 3/16 in
Bahan konstruksi	= <i>Carbon steel SA-283 grade A</i>
Jenis sambungan las	= <i>Double welded butt joint</i>
Jenis Adsorber	= <i>Zeolite Dp 3 amstrong</i>

8. Blower (G-212)

Kapasitas	= 112,620 m ³ /jam
Type	= <i>Blower centrifugal</i>
Bahan Kontruksi	= <i>Carbon steel</i>
Power	= 487,31 hp
Jumlah	= 1 buah

9. Pompa (L-221)

Fungsi	= Memompa <i>bottom liquid</i> dari tangki absorber
Type	= <i>Centifugal pump</i>
Kapasitas	= 367,438 m ³ /hari
Tekanan operasi	= 1 atm
Ukuran pipa	= 16 in; sch = 30
Panjang <i>suction</i>	= 20 in
Panjang <i>discharge</i>	= 80 ft
Head	= 46,043 ft
Bahan Kontruksi	
Case, rotor, shaft type	= <i>Cast iron</i>
Seal type	= <i>Mechanical seal</i>
Motor source	= <i>Electric</i>
Motor power	= 40,877 hp

10. Tangki CMG (D-236)

Kapasitas	= 2.477.496,797 gal
Bentuk	= Bejana bulat (<i>spherical</i>)



Diameter tangki	= 1.535 ft
Tebal <i>shell</i>	= 93 3/4 in
Bahan kontruksi	= <i>Carbon steel SA-283 grade C</i>
Jumlah	= 1

11. Kompresor Sentrifugal (G-231)

Kapasitas	= 100.000 kg/hari
Bentuk	= Kompresor sentrifugal
Tekanan 1 stage	= 40,68 psia
Tekanan 2 stage	= 108,21 psia
Tekanan 3 stage	= 291,53 psia

12. Cooler (E-211)

Tipe	= <i>Shell and tube heat exchanger</i>
Bahan	= SA 212 <i>grade A</i>
Jumlah	= 1 buah

Shell side

ID	= 10,02 in
<i>Baffle space</i>	= 2 in
<i>Passes</i>	= 1 <i>Passes</i>
ΔP	= 10 psi
f	= 0,003

Tibe side

Number Lgth=	40 , 16'0"
OD	= 3/4 in
BWG	= 16 BWG
<i>pitch</i>	= 1 <i>in square</i>



Halaman ini sengaja dikosongkan.

BAB VI UTILITAS

Dalam suatu industri, unit utilitas merupakan sarana penunjang dari suatu proses utama yang ada dalam proses produksi. Oleh karena itu, unit utilitas memegang peranan penting dalam pelaksanaan operasi dan proses. Sarana utilitas dalam pabrik *compressed methane gas* dari biogas hasil fermentasi termofilik *palm oil mill effluent* ini antara lain :

1. Air

Pada pabrik *compressed methane gas* dari biogas hasil fermentasi termofilik *palm oil mill effluent* ini digunakan sebagai air pendingin, air proses, air sanitasi, dan air umpan boiler.

2. Steam

Steam dihasilkan dari unit boiler dan digunakan untuk proses produksi sebagai media pemanas reaktor, *heater*, dan *stripper*.

3. Bahan bakar

Bahan bakar diperlukan pada unit boiler. Bahan bakar **yang digunakan adalah bahan bakar solar.**

4. Listrik

Listrik berfungsi sebagai tenaga penggerak dari berbagai peralatan proses maupun untuk penerangan dalam pabrik.

VI.I AIR

Dalam suatu industri, air digunakan untuk bermacam-macam keperluan. Adapun kegunaan air dalam pabrik adalah :

1. Air Sanitasi

Air sanitasi didalam pabrik biasanya digunakan untuk keperluan minum, masak, cuci, mandi, dan sebagainya. Untuk air sanitasi harus memenuhi syarat baku mutu air sanitasi sesuai dengan Peraturan Menteri Kesehatan Nomor: 416/MEN.KES/PER/IX/1990 tentang syarat-syarat dan pengawasan kualitas air:



a. Fisik

- Bau : Tidak berbau
- TDS : 1000 mg/L
- Kekeruhan : 5 NTU
- Rasa : Tidak berasa
- Warna : Tidak berwarna

b. Kimia

- pH berkisar 6,5-8,5.
- Kesadahan (CaCO_3) maksimum sebesar 500 mg/L.
- Tidak mengandung zat terlarut baik organik, anorganik, maupun radioaktif.
- Tidak mengandung zat-zat beracun lain.
- Tidak mengandung logam berat seperti Pb, Ag, Cr, dan Hg.

c. Biologis

- Tidak mengandung kuman atau bakteri terutama bakteri yang bersifat patogen.

Untuk memenuhi persyaratan-persyaratan di atas dapat dilakukan proses penjernihan sebelumnya dan untuk bakteriologis (penghilangan bakteri) perlu ditambahkan kaporit (CaOCl_2) sebagai desinfektan yang fungsinya adalah untuk mencegah berkembang biaknya bakteri pada sistem distribusi air sanitasi.

2. Air Proses

Air proses adalah air yang digunakan dalam proses produksi CMG. Air proses dalam pabrik CMG ini digunakan untuk bahan baku pembuatan *steam*, melarutkan K_2CO_3 dan pengenceran POME.

Hal yang perlu diperhatikan dalam penyediaan air adalah:

- Alkalinitas
- Keasaman (pH)
- Kekeruhan
- Warna



3. Air Pendingin

Sebagian besar air digunakan sebagai air pendingin karena dipengaruhi oleh faktor-faktor sebagai berikut :

- a. Air merupakan materi yang mudah didapat dalam jumlah besar
- b. Mudah diatur dan dijernihkan
- c. Dapat menyerap jumlah panas yang besar per satuan volume
- d. Tidak terdekomposisi

Air pendingin harus memenuhi persyaratan tertentu agar tidak menimbulkan masalah-masalah seperti :

- a. Pembentukan kerak (*scale forming*)

Pembentukan kerak disebabkan adanya kesdahan yang biasanya berupa garam-garam karbonat dan silikat, serta suhu tinggi.

- b. Erosi dan korosi

Korosi dapat terjadi karena air mengandung larutan-larutan asam dan gas-gas terlarut.

- c. Pembentukan busa (*foaming*)

Air yang diambil dari alat penukar panas dapat menyebabkan foaming karena terdapat zat-zat organik, anorganik, dan zat-zat yang tidak larut dalam jumlah besar. Efek pembusaan terjadi pada alkalinitas tinggi.

Tabel VI.1 Parameter Air Pendingin

Parameter	Nilai
1. Konduktivitas ($\mu\text{hos/cm}$)	<1000
2. Turbiditas (ppm)	<10
3. <i>Suspended Solid</i> (ppm)	<10
4. <i>Total hardness</i> (ppm as CaCO_3)	<100
5. <i>Total iron</i> (ppm as Fe)	<1,0
6. <i>Residual chlorine</i> (ppm as Cl_2)	0,5-1,0
7. <i>Silicate</i> (ppm as SiO_2)	<150
8. <i>Total Chromate</i> (ppm as CrO_4)	1,5-2,5
9. pH	6,5-7,5



4. Air Umpan Boiler

Air umpan boiler adalah air yang akan menjadi fase uap di dalam boiler, yang telah mengalami perlakuan khusus antara lain penjernihan dan pelunakan.

Air umpan boiler harus memenuhi persyaratan sebagai berikut:

- pH : 8,5-9,5
- Hardness : 1 ppm sebagai CaCO_3
- O_2 terlarut : 0,02 ppm
- CO_2 terlarut : 25 ppm
- Fe^{3+} : 0,05 ppm
- Ca^{2+} : 0,01 ppm
- SiO_2 : 0,1 ppm
- Cl_2 : 4,2 ppm

Sumber air yang digunakan dalam pabrik *compressed methane gas* ini adalah dari sungai aek doras, Sibolga, Sumatera Utara. Berikut ini kualitas air sungai aek doras :

Tabel VI.2 Kualitas Air Sungai Aek Doras

Parameter	Satuan	Kadar
Suhu	$^{\circ}\text{C}$	± 28
Nitrat	mg/L	0,2
Nitrit	mg/L	0,1
Clorida	mg/L	8,7
Sulfat	mg/L	16
Iron	mg/L	0,873
Timbal	mg/L	1,142
Mangan	mg/L	0,154
Sianida	mg/L	0,0018
<i>Total Dissolved Solid</i>	mg/L	31,6
Tembaga	mg/L	0,113
Hardness	mg/L	87
Kalsium	mg/L	43
Magnesium	mg/L	28

Sumber : BLH



VI.2 PROSES PENGOLAHAN AIR

Beberapa tahapan pengolahan air, diantaranya :

1. Pengolahan secara fisika

Pengolahan secara fisika dilakukan dengan cara penyaringan kotoran yang terikut. Air dipompa dari sungai, yang sebelumnya difilter untuk mengurangi kotoran yang terapung seperti sampah plastik, dan lain-lain. Setelah itu dimasukkan dalam bak *skimming*, sehingga kotoran - kotoran seperti pasir akan mengendap, sedangkan air secara *overflow* dari *skimming* dialirkan ke bak koagulasi dan flokulasi.

2. Pengolahan secara kimia

Dilakukan untuk memisahkan kontaminan yang terlarut dengan cara penambahan koagulan. Dalam bak koagulasi ditambahkan bahan kimia yaitu $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot \text{H}_2\text{O}$ atau tawas dan $\text{Ca}(\text{OH})_2$ dengan dosis yang disesuaikan dengan kekeruhan air sungai. Penambahan bahan yang tersuspensi dalam air misalnya $\text{Ca}(\text{OH})_2$ yang bertujuan untuk membentuk koagulan serta mengurangi hardness. Pada bak koagulasi dilengkapi dengan pengadukan cepat (80-100 rpm) selama 1-5 menit, pengadukan cepat agar air dapat bercampur dengan koagulan hingga merata. Kemudian dilanjutkan dengan pengadukan lambat untuk memperbesar flok-flok sehingga menjadi lebih berat dan lebih cepat mengendap ke bagian bawah. Pengadukan lambat (5-8 rpm) selama 20-40 menit pada bak flokulasi.

Dari bak flokulator air dipompa menuju ke *clarifier* untuk dilakukan proses sedimentasi. Setelah dilakukan pengendapan pada *clarifier* kemudian air dipompa untuk ditampung pada bak penampungan. Air jernih yang dihasilkan pada bak penampungan kemudian dipompa menuju ke dalam *sand filter* untuk menangkap partikel-partikel kecil yang melayang dalam air yang tidak terendapkan dengan sistem gravitasi. Pemilihan sistem gravitasi ini mempunyai beberapa keuntungan jika dibandingkan dengan sistem pressure. Pada sistem gravitasi, air yang disaring dilewatkan melalui bagian atas tangki sehingga tidak membutuhkan tekanan untuk menyaring dan tidak menyebabkan

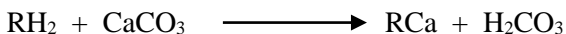
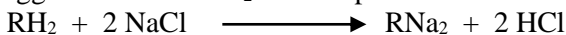


gesekan keras antara pasir, air, dan dinding tangki yang dapat menimbulkan pecahnya tangki akibat tekanan. Partikel tersebut akan tertahan oleh butiran pasir dan kerikil, air yang lolos merupakan air yang jernih dan bersih yang kemudian ditampung dalam bak penampung air bersih. Dari bak penampung air bersih kemudian dipompa ke bak distribusi untuk mendistribusikan ke masing-masing unit.

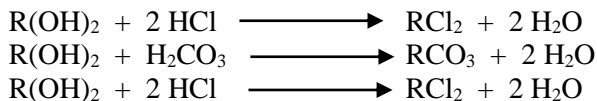
Untuk mendapatkan air sanitasi dari bak air bersih kemudian ditambahkan desinfektan (kaporit atau $\text{Ca}(\text{ClO})_2$) untuk membunuh kuman-kuman dan bakteri yang merugikan selanjutnya dipompa dan ditampung dalam bak air sanitasi. Air sanitasi dipompa dan dapat digunakan untuk keperluan laboratorium, kantor, masak, mandi, mencuci, taman dan sebagainya.

Untuk air pendingin, air dari bak air bersih dipompa menuju bak air pendingin dan dapat digunakan untuk proses pendinginan dengan mendistribusikannya melalui pompa.

Untuk mendapatkan air umpan boiler, air bersih sebelum digunakan memerlukan tambahan pengolahan air. Pelunakan air umpan boiler dilakukan dengan menggunakan ion *exchanger* untuk menghilangkan kesadahan yang terkandung dalam air. Mula-mula air bersih dari bak penampungan air bersih dipompa kemudian dilewatkan pada *kation exchanger* untuk penyaringan ion-ion (+) dimana ion-ion yang dapat menyebabkan terjadinya kerak pada sistem perpipaan terutama pada peralatan pabrik dengan menggunakan resin RH_2 . Reaksi pada *kation exchanger* :



Setelah dari *kation exchanger*, air bersih dipompa kemudian dilewatkan pada *anion exchanger*. Unit ini berfungsi untuk mengikat ion – ion negatif yang terkandung di dalam air dengan menggunakan resin $\text{R}(\text{OH})_2$, serta menghilangkan kandungan asam pada air yang dapat menyebabkan korosi pada peralatan. Reaksi pada *anion exchanger*:



Air yang keluar dari *anion exchanger* kemudian didistribusikan ke bak air umpan boiler yang bebas dari ion-ion kesadahan yang mengganggu.

VI.3 STEAM

Steam mempunyai peranan yang sangat penting dalam menunjang proses produksi. *Steam* digunakan sebagai media pemanas. *Steam* yang digunakan dalam pabrik ini adalah *saturated steam*.

Tabel VI.3 Kebutuhan *Steam* sebagai Media Pemanas

No.	Nama Alat	Jumlah (kg/hari)
1.	Reaktor (R-120)	685,044
2.	<i>Stripper</i> (D-220)	13.700,613
Jumlah		14.385,657

VI.4 LISTRIK

Listrik berfungsi sebagai tenaga penggerak dari berbagai peralatan proses maupun untuk penerangan. Kebutuhan listrik di pabrik CMG ini diperoleh dari dua sumber, yaitu :

- Pembangkit Listrik Tenaga Diesel (PLTD), digunakan untuk cadangan jika listrik padam atau apabila daya dari PLN tidak mencukupi. Daya yang dihasilkan dari PLTD ini sebesar 250 kVA, 50 Hz.
- Perusahaan Listrik Negara (PLN), merupakan sumber listrik utama dari CMG. Daya yang diperoleh dari PLN sebesar 2,8 kVA dimana pemakaiannya diturunkan 380 Volt dengan menggunakan trafo *step down*.



VI.5 PERHITUNGAN KEBUTUHAN AIR

a. Air Sanitasi

Menurut *Metcalfe et. Al* (1991) kebutuhan air domestik untuk tiap orang adalah 40-100 liter per hari, untuk keperluan sanitasi diperlukan 0,1 m³/hari untuk setiap karyawan (diambil 100 liter per hari).

$$\begin{aligned}\text{Untuk 300 Orang karyawan} &= 30 \text{ m}^3/\text{hari} \\ &= 1,25 \text{ m}^3/\text{jam}\end{aligned}$$

Asumsi kabutuhan air sanitasi pada laboratorium dan taman pabrik sekitar 20% dari kebutuhan air sanitasi karyawan.

$$\text{Maka} = 0,2 \times 1,25 \text{ m}^3/\text{jam} = 0,25 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$\begin{aligned}\text{Sehingga kebutuhan air sanitasi keseluruhan} &= 1,25 + 0,25 \\ &= 1,50 \text{ m}^3/\text{jam}\end{aligned}$$

b. Air Pendingin

Kebutuhan air pendingin pada pabrik CMG dari POME sebagai berikut :

Tabel VI.4 Kebutuhan Air sebagai Media Pendingin

No.	Nama Alat	Jumlah (kg/hari)
1.	Cooler (E-211)	317425,85
Jumlah		317425,85

$$\text{Densitas air suhu } 30^{\circ}\text{C} = 995,68 \text{ kg/m}^3 (\text{Geankoplis, 2003})$$

$$\begin{aligned}\text{Kebutuhan air pendingin} &= \frac{317425,85 \text{ kg/hari}}{995,68 \text{ kg/m}^3} \\ &= 318,80 \text{ m}^3/\text{hari}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}&= 7651,2 \text{ m}^3/\text{jam}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Kebutuhan air make up} &= 10\% \times \text{kebutuhan air pendingin} \\ &= 10\% \times 7651,2 \text{ m}^3/\text{jam} \\ &= 765,12 \text{ m}^3/\text{jam}\end{aligned}$$

**Tabel VI.5** Kebutuhan Propana sebagai Media Pendingin

No.	Nama Alat	Jumlah (kg/hari)
1.	Cooler (E-232)	342764013,098
2.	Cooler (E-235)	46386751,843
Jumlah		389150764,941

Densitas *propane* pada tekanan atmosfir dan 25°C = 580 kg/m³
(*Enggining toolbox*)

$$\text{Kebutuhan air pendingin} = \frac{389150764,941 \text{ kg/hari}}{580 \text{ kg/m}^3}$$

$$= 670.949,5947 \text{ m}^3/\text{hari}$$

$$= 16.102.790,27 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$\begin{aligned}\text{Kebutuhan air make up} &= 10\% \times \text{kebutuhan air pendingin} \\ &= 10\% \times 16.102.790,27 \text{ m}^3/\text{jam} \\ &= 1.610.279,027 \text{ m}^3/\text{jam}\end{aligned}$$

c. Air Umpan Boiler

Kebutuhan air umpan boiler pada pabrik CMG dari POME sebagai berikut :

Tabel VI.6 Kebutuhan Air Umpan Boiler

No.	Nama Alat	Jumlah (kg/hari)
1.	Reaktor (R-120)	685,044
2.	Stripper (D-220)	13.700,613
Jumlah		14.385,657

$$\begin{aligned}\text{Kebutuhan air make up} &= 20\% \times \text{kebutuhan air umpan boiler} \\ &= 20\% \times 14385,657 \text{ kg/hari} \\ &= 2877,131 \text{ kg/hari} \\ &= 69051,153 \text{ kg/jam}\end{aligned}$$

$$\text{Densitas air suhu } 30^\circ\text{C} = 995,68 \text{ kg/m}^3 \quad (\text{Geankoplis, 2003})$$

$$\begin{aligned}\text{Kebutuhan air umpan boiler} &= \frac{69051,153 \text{ kg/jam}}{995,68 \text{ kg/m}^3} \\ &= 69,35 \text{ m}^3/\text{jam}\end{aligned}$$



d. Air Proses

Kebutuhan air proses pada pabrik CMG dari POME sebagai berikut :

Tabel VI.7 Kebutuhan Air Umpan Boiler

No.	Nama Alat	Jumlah (kg/hari)
1.	Mixing (M-110)	56.837,024
2.	Absorpsi (D-220)	482.332,908
Jumlah		539.169,932

Jumlah kebutuhan air (dengan resirkulasi) adalah

1. Air sanitasi = 1,50 m³/jam
 2. Air boiler = 69,35 m³/jam
 3. Air pendingin = 765,12 m³/jam
-
- Total = 835,97 m³/jam

BAB VII

KESEHATAN DAN KESELAMATAN KERJA

VII.1 Kesehatan dan Keselamatan Kerja secara Umum

Menurut UU No. 1 tahun 1970, Keselamatan kerja adalah segala upaya atau pemikiran yang ditujukan untuk menjamin keutuhan dan kesempurnaan baik jasmani maupun rohani tenaga kerja khususnya dan manusia pada umumnya. Pada pabrik *compressed methane gas* dari biogas hasil fermentasi *thermofilik palm oil mill effluent* ini kesehatan dan keselamatan kerja merupakan bagian yang mendapat perhatian khusus, oleh karena itu dilakukan usaha-usaha pencegahan yang bertujuan untuk menghindari dan menimbulkan terjadinya kecelakaan kerja serta untuk meningkatkan produktivitas dan keuntungan bagi perusahaan.

Tujuan dari kesehatan dan keselamatan kerja ditinjau dari berbagai pendekatan, antara lain :

1. Pendekatan kemanusiaan
Berupaya mencegah terjadinya penderitaan bagi tenaga kerja dan ikut serta menciptakan terwujudnya kesejahteraan hidup.
2. Pendekatan ekonomis
Berupaya meningkatkan keuntungan dengan menghindarkan kerugian bagi tenaga kerja dan perusahaan.
3. Pendekatan social
Berupaya menghindarkan kerugian bagi masyarakat baik secara langsung maupun tidak langsung.

Menurut Undang-Undang No.13 Tahun 2003 disebutkan bahwa:

1. Setiap pekerja atau buruh mempunyai hak untuk memperoleh perlindungan atas:
 - a. Keselamatan dan kesehatan kerja.
 - b. Moral dan kesusilaan.
 - c. Perlakuan yang sesuai dengan harkat dan martabat manusia serta nilai-nilai agama.



2. Untuk melindungi keselamatan pekerja atau buruh guna mewujudkan produktivitas kerja yang optimal diselenggarakan upaya keselamatan dan kesehatan kerja.

Menurut Undang-Undang No.40 tahun 2004, kecelakaan kerja adalah kecelakaan yang terjadi dalam hubungan kerja, termasuk kecelakaan yang terjadi dalam perjalanan dari rumah menuju tempat kerja atau sebaliknya, dan penyakit yang disebabkan oleh lingkungan kerja. Adapun kecelakaan dibagi menjadi 4 macam, antara lain :

1. Kecelakaan ringan, kecelakaan yang terjadi tetapi tidak menimbulkan hilangnya jam kerja.
2. Kecelakaan sedang, kecelakaan yang terjadi sehingga menimbulkan hilangnya jam kerja tetapi tidak menimbulkan cacat jasmani.
3. Kecelakaan berat, kecelakaan yang terjadi sehingga berakibat fatal dan menyebabkan cacat jasmani.
4. Kecelakaan mati, kecelakaan yang menyebabkan hilangnya nyawa manusia.

Menurut Peraturan Pemerintah No.50 tahun 2012, tujuan dari adanya keselamatan dan kesehatan kerja (K3) antara lain:

1. Meningkatkan efektifitas perlindungan keselamatan dan kesehatan kerja yang terencana, terukur, terstruktur, dan terintegrasi.
2. Mencegah dan mengurangi kecelakaan kerja dan penyakit akibat kerja dengan melibatkan unsur manajemen, pekerja atau buruh, dan/atau serikat pekerja atau serikat buruh.
3. Menciptakan tempat kerja yang aman, nyaman, dan efisien untuk mendorong produktivitas.

Kebijakan keselamatan kerja dimaksudkan untuk memperhatikan dan menjamin implementasi peraturan keselamatan dan kesehatan kerja serta lingkungan, dimana kebijakan-kebijakan K3 sebagai berikut:

- Peningkatan berkelanjutan.
- Sesuai peraturan dan perundangan keselamatan dan



- kesehatan kerja yang berlaku di tempat kerja.
- Mengkomunikasikan kepada seluruh tenaga kerja agar sadar dan mawas mengenai kewajiban keselamatan dan kesehatan pribadi.
 - Evaluasi berkala.

VII.2 Kesehatan dan Keselamatan Kerja di Pabrik CMG

Usaha untuk meningkatkan keselamatan dan kesehatan kerja di lokasi pabrik CMG, yaitu dengan diperhatikannya tindakan pencegahan terhadap tiga faktor utama penyebab kecelakaan tersebut, diantaranya:

1. Lingkungan Fisik

Cara menanggulangi bahaya kecelakaan kerja yang ditimbulkan oleh lingkungan fisik dapat disesuaikan dengan jenis bahayanya, yaitu:

1. Bahaya dalam proses *plant*

Dalam design proses harus diperhatikan *flammable* dan *Explosive*, desain peralatan harus didasarkan pada karakteristik bahan-bahan yang akan diolah maupun produk yang dihasilkan.

2. Bahaya kebocoran

Kebocoran yang terjadi terutama pada sambungan pipa. Perpipaan diletakkan di atas permukaan tanah dan bila terpaksa dipasang dibawah tanah, maka harus dilengkapi dengan *fire stop* dan *drainage* (pengeluaran) pada jarak tertentu untuk mencegah adanya bakteri yang dapat masuk kedalam bahan baku sehingga menurunkan kualitas dan kuantitas produk. Dan juga susunan *valve* dan perpipaan yang baik sangat membantu keselamatan kerja.

3. Bahaya *thermis*

Peralatan yang beroperasi pada suhu tinggi harus diberi isolasi, untuk menghindari terjadinya kecelakaan dan menghindari kehilangan panas yang dibutuhkan alat tersebut. Untuk menghindari suhu ruangan yang terlalu



tinggi maka perlu adanya ventilasi udara yang cukup pada ruangan tersebut, sebab bila suhu ruangan tinggi akan menimbulkan kondisi cepat lelah para pekerja dan dapat menurunkan efisiensi kerja.

4. Bahaya kebakaran

Terjadinya kebakaran dapat disebabkan oleh:

- Kemungkinan nyala terbuka dari unit utilitas, laboratorium, dan lain-lain.
- Terjadinya loncatan bunga api pada saklar dan stop kontak.

Untuk mengatasi kemungkinan tersebut dilakukan :

- Melarang kegiatan merokok di daerah yang mudah terbakar
- Menempatkan alat pemadam kebakaran dan *hydrant* pada daerah rawan kebakaran.
- Pemasangan isolasi pada seluruh kabel transmisi yang ada.

2. Manusia atau Karyawan

Bahaya yang diakibatkan oleh manusia atau karyawan dapat dicegah dengan beberapa cara, yaitu sebagai berikut:

1. Pada waktu *maintenance* ataupun pada waktu *shut down* para pekerja harus menggunakan alat pelindung diri, seperti *helm*, sarung tangan, masker dan lain sebagainya disesuaikan dengan kebutuhan.
2. Memberikan pengumuman-pengumuman penting yang berhubungan dengan keselamatan dan kesehatan kerja.
3. Pemberian pengarahan, training *Fire Fighting Brigade* (FFB) yang dilakukan 1 kali dalam seminggu untuk menangani bila sewaktu-waktu terjadi kebakaran dan bahan baku petunjuk keselamatan kerja tentang diri sendiri, bahan kimia dan lain-lain.
4. Memberikan dan mengawasi kelengkapan alat pelindung diri karyawan sebelum memasuki lokasi pabrik.



5. Adanya poliklinik mempunyai sarana yang dapat memadai dalam memberikan pertolongan darurat. Selain itu setiap karyawan harus memahami cara memberikan pertolongan pertama bila ada kecelakaan.

VII.3 Hal yang Diperhatikan Tentang Kecelakaan Kerja

Untuk meminimalkan terjadinya kecelakaan kerja ada beberapa hal yang harus diperhatikan, yaitu :

- a. Bangunan pabrik

Bangunan gedung beserta alat-alat konstruksinya harus memenuhi persyaratan yang telah direkomendasikan oleh para ahli yang bersangkutan untuk menghindari bahaya-bahaya kebakaran, kerusakan akibat cuaca, gempa, petir, banjir dan lain sebagainya. Lingkungan sekitar pabrik harus dapat memberikan rasa aman dan nyaman bagi para pekerja serta penduduk sekitarnya. Jangan sampai kehadiran pabrik tersebut menimbulkan pencemaran bagi lingkungan sekitar sehingga mengakibatkan ketidaknyamanan bagi penduduk sekitar.

- b. Ventilasi

Ruang kerja harus cukup luas, tidak membatasi atau membahayakan gerak pekerja, serta dilengkapi dengan sistem ventilasi yang baik sesuai dengan kondisi tempat kerjanya, sehingga pekerja dapat bekerja leluasa, aman, nyaman, karena selalu mendapatkan udara yang bersih.

- c. Alat-alat bergerak

Alat-alat berputar atau bergerak seperti motor pada pompa, motor pada pengaduk harus selalu berada dalam keadaan tertutup, minimal diberi penutup pada bagian yang bergerak, serta harus diberi jarak yang cukup dengan peralatan yang lainnya, sehingga bila terjadi kerusakan akan dapat diperbaiki dengan mudah.

- d. Peralatan yang menggunakan sistem perpindahan panas

Peralatan yang memakai sistem perpindahan panas harus diberi isolator, misalnya : *boiler, cooler, heater* dan sebagainya. Disamping itu di dalam perancangan faktor keselamatan harus



diutamakan, antara lain dalam hal pengelasan (pemilihan sambungan las), faktor korosi, tekanan (*stress*). Hal ini memegang peran penting dalam mencegah terjadinya kecelakaan kerja, efisiensi dan produktivitas operasional, terutama untuk mencegah kehilangan panas pada alat-alat tersebut. Selain itu harus diupayakan agar suhu ruang tidak terlalu tinggi dengan jalan memberi ruang (*space*) yang cukup untuk peralatan mencegah kebocoran *steam* yang terlalu besar, serta pemasangan alat-alat kontrol yang sesuai.

e. Sistem perpipaan

Pipa-pipa harus dipasang secara efektif supaya mudah menghantarkan fluida proses atau utilitas tanpa adanya kehilangan energi atau massa, dalam waktu yang tepat. Pipa –pipa tersebut juga harus diletakkan di tempat yang terjangkau dan aman sehingga mudah diperbaiki dan dipasang. Untuk pipa yang dilalui fluida panas harus diberi isolasi (berupa sabut atau asbes) dan diberi sambungan yang dapat memberikan fleksibilitas seperti belokan -U (*U-bed*), *tee*, juga pemilihan *valve* yang sesuai untuk menghindari peledakan yang diakibatkan oleh pemuaian pipa.

f. Sistem kelistrikan

Penerangan di dalam ruangan harus cukup baik dan tidak menyilaukan agar para pekerja dapat bekerja dengan baik dan nyaman. Setiap peralatan yang dioperasikan secara elektris harus dilengkapi dengan pemutusan arus (sekering) otomatis serta dihubungkan dengan tanah (*ground*) dalam bentuk arde, untuk menjaga apabila sewaktu-waktu terjadi hubungan singkat. Pemeriksaan peralatan listrik secara teratur perlu dilakukan.

g. Karyawan

Seluruh karyawan dan pekerja, terutama yang menangani unit-unit vital, hendaknya diberi pengetahuan dan pelatihan khusus dalam bidang masing-masing, juga dalam bidang kesehatan dan keselamatan kerja secara umum. Disamping itu pihak pabrik harus gencar memberikan penyuluhan tentang Kesehatan dan Keselamatan kerja (K3), baik secara lisan maupun secara tertulis (berupa tanda-tanda bahaya atau larangan serta



peraturan pengoperasian peralatan yang baik dan pada tiap-tiap alat terutama yang berisiko tinggi). Dengan demikian diharapkan para karyawan akan mampu menangani kondisi darurat yang dapat terjadi sewaktu-waktu, setidaknya pada tahap awal.

VII.4 Sistem yang Digunakan di Pabrik CMG

1. Sistem alarm pabrik

Sistem alarm pabrik digunakan untuk mendeteksi asap jika terjadi kebakaran atau tanda bahaya. Sehingga apabila terjadi bahaya sewaktu-waktu, karyawan dapat segera mengetahui.

2. Sistem komunikasi

Yaitu tersedianya alat komunikasi yang menghubungkan antar unit baik dengan sistem telepon maupun dengan sistem *wireless* yang diset berdasarkan tempat-tempat yang telah ditentukan untuk *start*, *stop*, dan *emergency* pengoperasian.

3. Motor listrik

Motor listrik berfungsi untuk melindungi dari kegagalan tenaga untuk sementara.

4. Sistem Management

Sistem manajemen mempunyai peran yang besar bagi karyawan dan staff ahli yang saling mendukung satu sama lain. Juga kedisiplinan di dalam menjalankan tugas untuk kerjasama dalam mencapai tujuan keselamatan dan kesehatan kerja. Sistem *management* yang benar meliputi:

- Melaksanakan prosedur kerja dengan menggunakan buku pedoman Keselamatan Kerja.
- Pokok-pokok kebijaksanaan direksi dalam bidang K3.
- Membuat usaha-usaha untuk mengatasi bahaya yang mungkin timbul di tempat kerja.

5. Penggunaan Alat pelindung diri (APD)

Menurut Undang-Undang Keselamatan Kerja No.1 tahun 1970 untuk mengurangi akibat kecelakaan kerja, maka setiap perusahaan harus menyediakan alat perlindungan diri (APD) yang harus disesuaikan dengan jenis perusahaannya masing-masing.



Alat pelindung diri (APD) bukan merupakan alat untuk menghilangkan bahaya di tempat kerja, namun hanya merupakan salah satu usaha untuk mencegah dan mengurangi kontak antara bahaya dan tenaga kerja yang sesuai dengan standar kerja yang diijinkan.

Syarat-syarat Alat Pelindung Diri adalah:

1. Memiliki daya cegah dan memberikan perlindungan yang efektif terhadap jenis bahaya yang dihadapi oleh tenaga kerja.
2. Konstruksi dan kemampuannya harus memenuhi standar yang berlaku.
3. Efisien, ringan, dan nyaman dipakai.
4. Tidak mengganggu gerakan-gerakan yang diperlukan.
5. Tahan lama dan pemeliharannya mudah.

VII.5 Keselamatan di Area Pabrik CMG

VII.5.1 Keselamatan Karyawan

A. Pada daerah Tangki Penampung, Perpompaan, dan Perpipaan

Pada tangki penampung pada pabrik CMG ini rata-rata pada kondisi temperatur kamar dan bertekanan atmosfer. Pada kawasan ini pekerja atau karyawan diwajibkan menggunakan :

- a. Alat pelindung mata : *welding mask* atau *welding glasses*, berfungsi untuk pencegahan awal jika ada partikel-partikel berbahaya akibat dari proses dan jika terjadi adanya kebocoran pada tangki yang jika terkena mata akan menyebabkan iritasi atau bahkan kebutaan.
- b. Alat pelindung tangan : sarung tangan kulit atau PVC atau berlapis chrom (untuk melindungi tangan dari panas terutama saat pengambilan sampel)
- c. Alat pelindung kaki : sepatu pengaman (*safety shoes*), berfungsi untuk melindungi kaki dari bahaya panas atau larutan asam ataupun basa yang bersifat korosif dan terlindung dari kebocoran tangki.



- d. Alat pelindung kepala : *Safety helmet* yang berfungsi untuk melindungi kepala dari bahaya panas atau larutan asam ataupun basa yang bersifat korosif dan terlindung dari kebocoran tangki.
- e. Alat pelindung badan : *Cattle pack* berfungsi sebagai pelindung badan dari radiasi panas pada sistem perpipaan yang mempunyai suhu lebih besar dari 100 °C terutama pada daerah heater dan boiler.

B. Pada daerah Reaktor, Kolom Adsorpsi, Absorber, Stripper, dan Penampung Gas

Pada daerah reaktor, kolom adsorpsi, absorber, Stripper, dan penampung gas ini pekerja atau karyawan diwajibkan menggunakan :

- a. Alat pelindung mata : *Welding mask* atau *welding glasses*, berfungsi sebagai pencegahan awal jika terjadi adanya kebocoran pada pipa penghubung pompa yang jika terkena mata akan menyebabkan iritasi atau bahkan kebutaan.
- b. Alat pelindung tangan : Sarung tangan karet (untuk melindungi tangan dari bahaya listrik, larutan asam atau basa yang bersifat korosif).
- c. *Alat pelindung kaki* : Sepatu pengaman (*safety shoes*), berfungsi untuk melindungi kaki dari bahaya terpercik aliran panas atau larutan asam ataupun basa yang bersifat korosif akibat dari kebocoran pompa atau pipa.
- d. Alat pelindung kepala : *Safety helmet* yang berfungsi untuk melindungi kepala dari bahaya terpercik aliran panas atau larutan asam ataupun basa yang bersifat korosif akibat dari kebocoran pompa atau pipa.
- e. Alat pelindung badan : *Cattle pack* berfungsi sebagai pelindung badan dari radiasi panas pada sistem perpipaan yang mempunyai suhu lebih besar dari 100 °C terutama pada daerah heater dan boiler.



- f. Alat pelindung telinga : *ear plug* (dapat menahan suara sampai 39dB) dan *ear muff* (sampai 41 dB), atau gabungan keduanya.

VII.5.2 Keselamatan Pabrik

- a. Pada Tangki Penampung
Pada tangki penampung, harus dilengkapi dengan sistem keamanan yang berupa :
Pemberian Label dan spesifikasi bahannya. Serta pengecekan secara berkala oleh petugas K₃. Pengecekan tangki penampung secara berkala dapat dilakukan secara terjadwal yang biasanya dilakukan 6 bulan sekali bahkan 3-4 tahun sekali.
- b. Pada Pompa
Pada pompa harus dilengkapi dengan penutup pompa serta pengecekan secara berkala oleh petugas K₃. Pengecekan pompa secara berkala tersebut dilakukan setiap hari, seminggu sekali, satu bulan sekali, dan setahun sekali.
- c. Pada Sistem Perpipaan
Pada sistem perpipaan digunakan pengecatan secara berbeda pada tiap aliran fluida, misalnya fluida panas digunakan pipa yang sudah dicat warnah merah, sedangkan aliran fluida dingin digunakan warna biru, serta pengecekan secara berkala oleh petugas K₃. Pengecekan secara berkala tersebut dilakukan setiap hari, seminggu sekali, tiga bulan sekali, dan setahun sekali. Selain itu penempatan perpipaan haruslah aman atau tidak mengganggu jalannya proses serta kegiatan dari para pekerja atau karyawan.
- d. Pada *Heat Exchanger*
Pada area *heat exchanger* dilengkapi dengan isolator untuk mencegah terjadinya radiasi panas yang tinggi, sedangkan pada boiler mempunyai level suara sampai batas 85 dB, serta pengecekan secara berkala oleh



petugas K₃. Pengecekan secara berkala tersebut dilakukan setiap hari, seminggu sekali, satu bulan sekali, dan setahun sekali.

e. Pada Area Pabrik secara Umum atau Keseluruhan

- Disediakan jalan diantara *plant-plant* yang berguna untuk kelancaran transportasi para pekerja serta memudahkan pengendalian pada saat keadaan darurat (misal : kebakaran)
- Disediakan *hydrant* disetiap *plant* (unit) untuk menanggulangi atau pencegahan awal pada saat terjadi kebakaran atau peledakan.
- Memasang alarm disetiap *plant* (unit) dan kantor sebagai tanda peringatan awal adanya keadaan darurat.
- Disediakan pintu dan tangga darurat yang dapat digunakan sewaktu-waktu pada saat terjadi keadaan darurat.
- Disediakan *assembly point*, tempat lapang dimana dapat menampung karyawan ketika terjadi suatu kecelakaan atau kebakaran saat *running*.



Halaman ini sengaja dikosongkan.

BAB VIII

INSTRUMENTASI

VIII.1 Instrumentasi Secara Umum dalam Industri

Instrumen adalah suatu alat yang dipakai didalam suatu proses *control* untuk mengatur jalannya proses agar diperoleh hasil sesuai dengan yang diharapkan. Dalam suatu pabrik kimia, pemakaian instrument merupakan suatu hal yang sangat penting karena dengan adanya rangkaian instrument tersebut maka operasi semua peralatan yang ada didalam pabrik dapat dimonitor dan dikontrol dengan cermat, mudah, dan efisien, sehingga kondisi operasi selalu berada dalam kondisi yang diharapkan. Namun pada dasarnya, tujuan pengendalian tersebut adalah agar kondisi proses di pabrik mencapai tingkat kesalahan (*error*) yang paling minimum sehingga prosuk dapat dihasilkan secara optimal (Perry, 1999).

Fungsi instrumen adalah sebagai pengontrol, penunjuk (*indicator*), pencatat (*recorder*), dan pemberi tanda bahaya (*alarm*). Instrumen bekerja dengan tenaga mekanik atau tenaga listrik dan pengontrolannya dapat dilakukan secara manual atau otomatis. Instrumen digunakan dalam industri kimia untuk mengukur variabel-variabel proses seperti temperature, tekanan, densitas, viskositas, panas spesifik, konduktifitas, pH, kelembapan, titik embun, tinggi cairan (*liquid level*), laju alir, komposisi, dan *moisture content*. Instrumen-instrumen tersebut mempunyai tingkat batasan operasi sesuai dengan kebutuhan pengolahann (Timmerhaus, 2004).

Variabel-variabel proses yang biasanya dikontrol atau diukur oleh instrumen adalah :

1. Variabel utama, seperti temperature, tekanan, laju alir, dan level cairan.
2. Variabel tambahan seperti densitas, viskositas, spesifik panas, konduktifitas, pH, humiditas, titik embun, komposisi kimia, kandungan kelembapan, dan variabel lainnya.



Secara garis besar, alat-alat kontrol dapat diklasifikasikan atas:

- a. Penunjuk (*indicator*)
Indicator adalah suatu alat yang (biasanya terletak pada tempat dimana pengukuran untuk proses tersebut dilakukan) memberikan harga dari besaran (variabel) yang diukur. Besaran ini merupakan besaran sesaat.
- b. Pengirim (*Transmitter*)
Aalah satu elemen dari sistem pengendalian proses. Untuk mengukur besaran dari suatu proses digunakan alat ukur yang disebut sebagai sensor (bagian yang berhubungan langsung dengan medium yang diukur), dimana transmitter kemudian mengubah sinyal yang diterima dari sensor menjadi sinyal standart. Transmitter adalah alat yang mengukur harga dari suatu besaran seperti suhu, tinggi permukaan dan mengirim sinyal yang diperolehnya keperalatan lain misal *recorder*, indikator atau alarm.
- c. Pencatat (*Recorder*)
Recorder (biasanya terletak jauh dari tempat dimana besaran proses diukur), bekerja untuk mencatat harga-harga yang diperoleh dari pengukuran secara kontinyu atau secara periodik.
- d. Pengatur (*Controller*)
Controller adalah suatu alat yang membanding kan harga besaran yang diukur dengan harga sebenarnya yang diinginkan bagi besaran itu dan memberikan sinyal untuk pengkoreksian kesalahan, jika terjadi perbedaan antara harga besaran yang diukur dengan harga besaran yang sebenarnya.
- e. Katup pengatur (*Control valves*)
Sinyak koreksi yang dihasilkan oleh *controller* berfungsi untuk mengoperasikan *control valve* untuk memperbaiki atau meniadakan kesalahan tersebut. *Controller* juga dapat berfungsi (dilengkapi) untuk dapat mencatat atau mengukur.



Alat-alat kontrol yang banyak digunakan dalam bidang industri :

1. Pengatur suhu :
 - a. Temperatur Indikator (TI)

Fungsi : untuk mengetahui temperatur operasi pada alat dengan pembacaan langsung pada alat ukur tersebut. Jenis temperatur indikator antara lain : termometer , termokopel
 - b. Temperatur *Controller* (TC)

Fungsi: mengendalikan atau mengatur temperatur operasi sesuai dengan kondisi yang diminta.
 - c. Temperature *Indicator Controller* (TIC)

Fungsi : mencatat dan mengendalikan temperatur operasi
2. Pengaturan Tekanan (*Pressure*) :
 - a. *Pressure* Indikator (PI)

Fungsi : untuk mengetahui tekanan operasi pada alat dengan pembacaan langsung pada alat ukur tersebut. Jenis pressure indikator antara lain : *pressure gauge*
 - b. *Pressure Controller* (PC)

Fungsi : mengendalikan atau mengatur tekanan operasi sesuai dengan kondisi yang diminta.
 - c. *Pressure Indicator Controller* (PIC)

Fungsi : mencatat dan mengatur tekanan dalam alat secara terus-menerus sesuai dengan yang diminta
3. Pengatur aliran (*flow*) :
 - a. *Flow Indicator Controller* (FIC)

berfungsi menunjukkan dan mengalirkan laju aliran dalam suatu peralatan secara kontinyu
 - b. *Flow Indicator* (FI)

berfungsi menunjukkan laju suatu aliran dalam suatu peralatan
 - c. *Flow Controller* (FC)

berfungsi mengendalikan laju aliran dalam peralatan
 - d. *Flow Recorder* (FR)

berfungsi mencatat debit aliran dalam alat secara terus menerus



- e. *Flow Recorder Control* (FRC)
berfungsi untuk mencatat dan mengatur debit aliran cairan secara terus-menerus.
4. Pengaturan tinggi permukaan (*level*) :
 - a. *Level indicator* (LI)
Fungsi : menunjukkan tinggi permukaan fluida pada suatu vessel.
 - b. *Level Indicator Control* (LIC)
Fungsi : sebagai alat penunjuk untuk mengetahui ketinggian fluida dan untuk mengendalikan atau mengatur level fluida agar sesuai dengan kondisi yang diinginkan.
 - c. *Level Control* (LC)
Fungsi : untuk mengendalikan cairan dalam suatu vessel.
Alat-alat kontrol yang berada di pasaran sangat beragam, untuk itu diperlukan kriteria yang akan digunakan pada pabrik CMG ini, yaitu :
 - a. Mudah dalam perawatan maupun perbaikan jika terjadi kerusakan.
 - b. Suku cadang mudah diperoleh
 - c. Mudah dalam pengoperasiannya
 - d. Harga lebih murah dan kualitas yang cukup memadai

VIII.2 Sistem Instrumentasi dalam Pabrik CMG dari Biogas Hasil Fermentasi *Thermofilik Palm Oil Mill Effluent*

Berikut ini macam-macam instrument yang digunakan pada pabrik CMG :

Tabel VIII.1 Instrumentasi dalam Pabrik CMG

Alat	Sistem Instrumentasi	Fungsi
Tangki <i>Mixing</i> dan Netraslisasi	<i>Flow Controller</i> (FC)	Mengontrol laju alir cairan dalam tangki
	<i>pH Controller</i> (pHC)	Mengontrol pH cairan dalam tangki



Reaktor	<i>Temperatur Controller (TC)</i>	Mengamati temperatur dalam reaktor
	<i>Flow Controller (FC)</i>	Mengontrol laju alir cairan dalam reaktor
<i>Compressor</i>	<i>Pressure Controller (PC)</i>	Mengontrol tekanan dalam <i>compressor</i>
<i>Absorber</i>	<i>Flow Controller (FC)</i>	Mengontrol laju alir cairan dalam <i>absorber</i>
	<i>Temperatur Indicator (TI)</i>	Mengamati temperatur dalam <i>absorber</i>
<i>Stripper</i>	<i>Flow Controller (FC)</i>	Mengontrol laju alir cairan dalam <i>stripper</i>
	<i>Temperatur Indicator (TI)</i>	Mengamati temperatur dalam <i>stripper</i>
<i>Cooler</i>	<i>Flow Controller (FC)</i>	Mengontrol laju alir cairan dalam <i>cooler</i>
	<i>Temperatur Indicator (TI)</i>	Mengamati temperatur dalam <i>cooler</i>
<i>Blower</i>	<i>Flow Controller (FC)</i>	Mengontrol laju alir cairan dalam <i>blower</i>
	<i>Pressure Controller (PC)</i>	Mengontrol tekanan dalam <i>blower</i>
<i>Tangki Penampung CMG</i>	<i>Flow Controller (FC)</i>	Mengontrol laju alir cairan dalam tangki CMG
	<i>Pressure Controller (PC)</i>	Mengontrol tekanan dalam tangki CMG



Halaman ini sengaja dikosongkan.

BAB IX

PENGOLAHAN LIMBAH INDUSTRI KIMIA

Limbah yang dihasilkan dari pabrik *compressed methane gas* (CMG) dari biogas hasil fermentasi termofilik *palm oil mill effluent* (POME) banyak mengandung zat organik dan CO₂ yang memiliki beban polusi yang cukup tinggi apabila langsung dibuang ke dalam perairan dan udara. Oleh karena itu diperlukan pengolahan untuk mencapai ketentuan yang berlaku sebelum dibuang ke dalam perairan dan udara luar, guna untuk mencegah pencemaran lingkungan. Selain itu limbah yang dihasilkan juga dapat dimanfaatkan sebagai *by product* yang masih mempunyai nilai ekonomi.

IX.1 Pengolahan Limbah Industri

1. Limbah Cair

Limbah cair ini banyak mengandung bahan organik dapat dijadikan *by produk* yang memiliki nilai ekonomi yang tinggi, yaitu pupuk cair organik. Dengan cara limbah cair (*sllury*) dari reaktor dialirkan ke tangki sedimentasi untuk memisahkan padatan dari cairan. Produk pupuk organik ini dapat langsung dijual untuk menambah nilai ekonomi pabrik CMG. Limbah Gas

2. Limbah Gas

Limbah gas yang berupa CO₂ dapat diolah dengan proses secara fisik. Total limbah CO₂ yang dihasilkan dari proses absorpsi dengan menggunakan K₂CO₃ adalah sebanyak 171.906,695 kg/hari. Dari jumlah yang dihasilkan 70-75% dapat ditangkap dan diolah menjadi produk samping yang mempunyai nilai ekonomi yang cukup tinggi. CO₂ yang dihasilkan, dijadikan cair sehingga dapat langsung dijual untuk industri minuman ringan dan digunakan untuk proses pembuatan *dry ice*.



3. Limbah laboratorium

Limbah yang berasal dari laboratorium ini mengandung bahan-bahan kimia yang digunakan untuk menganalisa mutu bahan baku yang dipergunakan dan mutu produk yang dihasilkan, serta yang dipergunakan untuk penelitian dan pengembangan proses. Limbah laboratorium termasuk kategori limbah B3 (Bahan Berbahaya dan Beracun) sehingga dalam penanganannya harus dikirim ke pengumpul limbah B3 sesuai dengan Peraturan Pemerintah Republik Indonesia Nomor 18 Tahun 1999 Tentang Pengelolaan Limbah Bahan Berbahaya dan Beracun. Dalam pengelolaan limbah B3 dikirim ke PPLI Cileungsi, Bogor, Indonesia.

BAB X

KESIMPULAN

Dari uraian proses pabrik *compressed methane gas (CMG)* dari biogas hasil fermentasi termofilik *palm oil mill effluent* (POME) ini dapat diambil kesimpulan sebagai berikut:

1. Kapasitas pabrik *CMG* dari biogas hasil fermentasi termofilik *palm oil mill effluent* (POME) adalah sebesar 100 ton/hari atau 30.000 ton/tahun
2. Bahan baku yang digunakan adalah *palm oil mill effluent* (POME) sebesar 542.968,010 kg POME/hari atau 542,968 ton POME/hari.
3. Tahap pembuatan *compressed methane gas (CMG)* ini melalui beberapa tahapan proses yaitu:
 - a. Tahap pertama fermentasi untuk mengubah *palm oil mill effluent (POME)* menjadi biogas.
 - b. Tahap kedua pemurnian biogas dengan menggunakan kolom absorpsi yang difungsikan untuk memisahkan impuritis pada biogas hasil fermentasi.
 - c. Tahap ketiga adalah pengompresan biogas dengan menggunakan *compressor centrifugal* yang difungsikan untuk memampatkan biogas menjadi *compressed methane gas (CMG)*.
4. Hasil utama berupa *compressed methane gas (CMG)*, sedangkan produk samping berupa pupuk cair organik.
5. Limbah yang dihasilkan yaitu berupa limbah cair yang berasal dari *slurry* hasil fermentasi dan limbah domestik kantor. Limbah gas yang berasal dari CO₂ hasil absorpsi biogas dan gas sisa pembakaran pembangkit *steam* pada boiler.



Halaman ini sengaja dikosongkan.

DAFTAR NOTASI

No.	Notasi	Keterangan	Satuan
1.	m	Massa	kg
2.	n	Mol	mol
3.	BM	Berat molekul	kg/kmol
4.	T	Suhu	°C / °F
5.	Cp	Heat Capacity	kJ/kg°K
6.	ΔH_f	Enthalpy pembentukan	kJ/mol
7.	ΔH_p	Enthalpy product	kJ
8.	H	Enthalpy	kJ
9.	Hv	Enthalpy vapor	kJ/kg
10.	Hl	Enthalpy liquid	kJ/kg
11.	ms	Massa steam	kg
12.	Q	Panas	kJ
13.	ρ	Densitas	gr/cm ³
14.	D	Diameter	In
15.	H	Tinggi	In
16.	P	Tekanan	Atm / psia
17.	R	Jari - jari	In
18.	ts	Tebal tangki	In
18.	C	Faktor korosi	-
20.	E	Effisiensi sambungan	-
21.	th	Tebal tutup atas	In
22.	μ	Viscositas	Cp
23.	ΣF	Total friksi	-
24.	hc	Sudden contraction	ft.lbf/lbm
25.	Ff	Friction loss	ft. lbf/lbm
26.	h _{ex}	Sudden ekspansi	ft. lbf/lbm
27.	gc	Gravitasi	lbm.ft/lbf.s ²

DAFTAR PUSTAKA

- Alam, A. S. 2012. *Palm Oil Mill Effluent: A Waste Or A Raw Material*. Journal Of Applied Sciences Research, 466-473.
- Ali Altway, K. R. 2008. *Analisa Transfer Massa Disertai Reaksi Kimia Pada Absorpsi CO₂ Dengan Larutan Potasium Karbonat Dalam Packed Column*. Jurnal Teknik Kimia, 119-126.
- Brownell, L.E And Young, F.H. 1959. *Process Equipment Design*. Willet Eastern Limited, New Delhi.
- Geankoplis, L.J. 1983. *Transport Processes And Unit Operation, 2th Edition*. Allyn And Bacon Inc.
- Chowdhury, N. B. 2013. *Chemcad Simulation Of Benfield Process To Remove CO₂ From Natural Gas And Inspection Of Temperature Profile Of Key Units*. Amea, 299-303.
- Claypool, George. E. 2003. *How Gas Marine Hydrate Form In Nature*. Rice U. Hydrate Workshop.
- Deublein, D., & A. Steinhäuser. 2008. *Biogas From Waste And Renewable Resource*. Wiley-Vch Verlag GmbH & Co. KGaA, Weinheim.
- Dian Fadli, M. I. 2013. *Kaji Eksperimental Sistem Penyimpanan Biogas Dengan Metode pengompresian Dan Pendinginan Pada Tabung Gas Sebagai Bahan Bakar Pengganti Gas Lpg*. Jurnal Fema, Volume 1, Nomor 4, 43.
- Dkk, A. S. 2015. *Konversi Pome Menjadi Biogas*. United States: Winrock International.
- Dr. Ir. Kusnandar, M. 2010. *Kimia Pangan Komponen Makro*. Jakarta: Dian Rakyat.
- Fao. 1981. *The Development And Use Of Biogas Technology In Rural Asia*.
- Gerardi, M. H. 2003. *The Microbiology Of An-Aerobic Digesters*. John Wiley And Sons, Inc., New Jersey.
- Hambali, E. 2007. *Teknologi Bioenergi*. Jakarta: Agromedia Pustaka. Bibliography L 1033

- Haryati, Tuti. 2006. *Biogas: Limbah Peternakan Yang Menjadi Sumber Energi Alternatif*. Wartazoa Vol. 16 No.3., Badan Penelitian Ternak, Bogor.
- Hermawan, Beni Dkk. 2007. *Pemanfaatan Sampah Organik Sebagai Sumber Biogas Untuk Mengatasi Krisis Energi Dalam Negeri*. Karya Tulis Ilmiah: Universitas Lampung Bandar Lampung.
- Himmelblau, D.M. 1982. *Basic Principle And Calculation In Chemical Engineering 4th Edition*. Retice-Holl Inc, Engkwood Cliffs, New Jersey.
- Hougen & Watson. 1954. *Chemical Process Principles 2th Edition, Part I*. John Willey And Sons Inc. New York.
- Kern, D.Q. 1950. *Process Heat Transfer, 5th Edition*. Mcgraw Hill Book Company. New York, Toronto. London.
- Kidnay, A And Parrish, W. 2006. *Fundamenmtal Of Natural Gas Processing*. London.
- Kirk-Othmer. 1983. *Encyclopedia Of Chemical Technology, 3th Edition, Vol.23*. John Wiley&Sons. New York.
- Kristoferson L.A., And Bokalders V. 1991. *Renewable Energy Technologies Their Application In Developing Countries*. Itdg Publishing.
- Kvenvolden, Keith. A. 1993. *Gas Hydrate-Geological Perspective And Global Chance*. U.S.Geological Survey. Menlo Park, California, Usa.
- Ludwig. E. Ernest. 1947. *Design For Chemical And Petrochemical Plants*. Gull Publishing Houston – Texas.
- Pertamina. 2015. *Penggunaan BBG CMG Untuk Sektor Transportasi*.
- Pradnya A. Putri, S. S. 2013. *Plant Design Of Cluster Lng (Liquefied Natural Gas) In Bukit Tua Well, Gresik*. Jurnal Teknik Pomits Vol. 2, No. 1, (2013) Issn: 2337-3539, 1-3.
- Perry J.H. 1983. *Chemical Engineering Handbook, 6th Edition*. Mcgraw Hill Book, Kagashuka Ltd, Tokyo.

- Price, E.C. & P.N. Cheremisinoff. 1981. *Biogas Production And Utilization*. Ann Arbor Science Publisher, Inc. Ann Arbor, Michigan.
- Rahayu, A. S. 2015. *Konversi Pome Menjadi Biogas*. Jakarta Selatan: Winrock Internasional.
- Steffen, R.; Szolar, O. Dan Braun, R. 1998. *Feedstocks For Anaerobic Digestion*. Institute For Agrobiotechnology Tulln. University Of Agricultural Science. Vienna.
- Simar, S. Z. (2010). *Melirik Potensi Sumber Energi Hidrat Gas*. Pkm Gagasan Tertulis (Pkm-Gt).
- Suyitno. 2010. *Teknologi Biogas*. Yogyakarta: Graha Ilmu.
- Ullmann's. 2003. *Encyclopedia Of Industrial Chemistry, 6th Edition, Vol.7*.
- Ulrich G.D. 1984. *A Guide To Chemical Engineering Process Design And Economic*. John Willey & Sons, Canada.
- Van Winkle, M. 1967. *Distillation*. New York: Mcgraw Hill Book Company.
- Weni Mandasari, B. S. 2014. *Pembuatan Dan Karakterisasi Adsorben Gas H₂S Dari Zeolit Alam*. Jkk, 112-115.
- Yoshimassa, Tomiuchi. 2009. *Current Strategy Of Metawater On Methane Fermentation Of Palm Oil Plant Wastewater*. Metawater Co.,Ltd.
- Zulkhifly, S. 2010. *Melirik Potensi Sumber Energi Hidrat Gas*. Pkm Gagasan Tertulis (Pkm-Gt).

APPENDIKS A

PERHITUNGAN NERACA MASSA

Kapasitas Pabrik : 30.000 ton CMG/tahun
 : 100 ton CMG/hari
 : 100.000 kg CMG/hari
 Operasi : 300 hari/tahun; 24 jam/hari
 Satuan Massa : kg
 Basis Waktu : 1 hari

Untuk kapasitas pabrik CMG 100.000 kg/hari, dibutuhkan bahan baku POME sebanyak 542.968,010 kg POME/hari. Berikut adalah komposisi POME dalam bentuk unsur :

Tabel A.1 Tabel Komposisi POME

Komponen	Persen berat (%)	Massa (kg)
Karbohidrat	35,550	193.004,199
Lemak	16,960	92.077,390
S	0,007	39,247
N ₂	26,390	143.273,722
K	4,858	26.375,342
Na	0,051	278,646
Ca	0,896	4.861,916
Mg	0,495	2.687,020
P	7,803	42.362,308
H ₂ O	6,990	37.949,349
Total	100	542.909,140

(Alam, 2012)

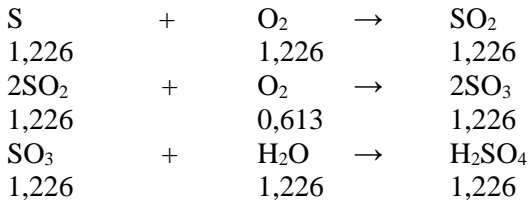
Untuk mencari komposisi bahan baku POME yang sesungguhnya, maka didapatkan perhitungan sebagai berikut :

Berat molekul

$$\begin{aligned} \text{S} &= 32 \text{ kg/kgmol} \\ \text{Na}_2\text{SO}_4 &= 142 \text{ kg/kgmol} \\ \text{NaHCO}_3 &= 84 \text{ kg/kgmol} \\ \text{H}_2\text{CO}_3 &= 62 \text{ kg/kgmol} \\ \text{H}_2\text{SO}_4 &= 98 \text{ kg/kgmol} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Mol Sulfur} &= \frac{\text{massa S}}{\text{BM}} \\ &= \frac{39,247 \text{ kg}}{32 \text{ kg/kgmol}} \\ &= 1,226 \text{ kgmol} \end{aligned}$$

Menurut *Golwalkar* (2013), reaksi terbentuknya H_2SO_4 pada POME sehingga pH POME menjadi 4-5. Dengan asumsi konversi reaksi 100%



$$\begin{aligned} \text{Mol O}_2 \text{ yang bereaksi} &= 1,226 + 0,619 \text{ kgmol} \\ &= 1,840 \text{ kgmol} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Massa} &= \text{mol} \times \text{BM} \\ \text{O}_2 \text{ yang bereaksi} &= 1,840 \text{ kgmol} \times 32 \text{ kg/kgmol} \\ &= 58,870 \text{ kg} \\ \text{H}_2\text{O bereaksi} &= 1,226 \text{ kgmol} \times 18 \text{ kg/kgmol} \\ &= 22,076 \text{ kg} \\ \text{H}_2\text{SO}_4 \text{ terbentuk} &= 1,226 \text{ kgmol} \times 98 \text{ kg/kgmol} \\ &= 120,193 \text{ kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{H}_2\text{O sisa} &= \text{H}_2\text{O awal} - \text{H}_2\text{O yang bereaksi} \\
 &= 37.949,349 \text{ kg} - 22,076 \text{ kg} \\
 &= 37.927,273 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

Tabel A.2 Tabel Komposisi Bahan Baku POME

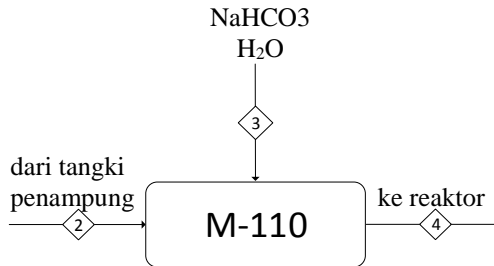
Komponen	Massa (kg)
Karbohidrat	193.004,199
Lemak	92.077,390
H ₂ SO ₄	120,193
N ₂	143.273,722
K	26.375,342
Na	278,646
Ca	4.861,916
Mg	2.687,020
P	42.362,308
H ₂ O	37.927,273
Total	542.968,010

Volume POME

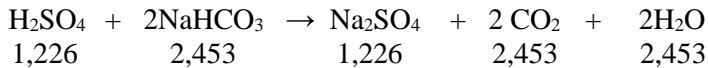
$$\begin{aligned}
 \text{Massa pome} &= 542.968,010 \text{ kg} \\
 \text{Volume POME} &= \frac{\text{Massa POME}}{\rho} \\
 &= \frac{542.968,010 \text{ kg}}{0,907 \text{ kg/l}} \\
 &\quad (Rizky, 2013) \\
 &= 598.641,687 \text{ l}
 \end{aligned}$$

1. Tangki Netralisasi (M-110)

Kegunaan = untuk menetralkan pH POME dari 4-5 menjadi pH 7



Reaksi Netralisasi menurut Ashustosh (2001), dengan asumsi konversi reaksi : 100%



Massa	= mol x BM
Na ₂ SO ₄	= 1,226 kgmol x 142 kg/kgmol
	= 174,158 kg
NaHCO ₃	= 2,453 kgmol x 84 kg/kgmol
	= 206,046 kg
CO ₂	= 2,453 kgmol x 44 kg/kgmol
	= 107,929 kg
H ₂ O terbentuk	= 2,453 kgmol x 18 kg/kgmol
	= 44,153 kg

Maka massa NaHCO₃ yang ditambahkan agar pH POME menjadi 7 adalah 206,046 kg.

Penambahan massa H₂O yang dibutuhkan agar POME sesuai dengan spesifikasi

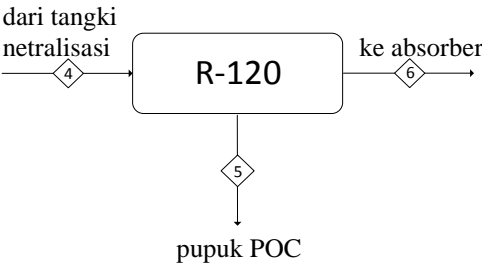
$$\begin{aligned}
 \text{H}_2\text{O} &= \text{H}_2\text{O}_{\text{awal}} + \text{H}_2\text{O}_{\text{terbentuk}} + \text{H}_2\text{O}_{\text{dibutuhkan}} \\
 &= 37.927,273 \text{ kg} + 44,153 \text{ kg} + 56.837,024 \text{ kg} \\
 &= 94.808,449 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

Tabel A.3 Neraca Massa di Tangki Netralisasi (M-110)

Masuk		Keluar	
Aliran <2> dari F-111		Aliran <4> ke R-120	
Karbohidrat	193.004,199	Karbohidrat	193.004,199
Lemak	92.077,390	Lemak	92.077,390
H ₂ SO ₄	120,193	Na ₂ SO ₄	174,158
N ₂	143.273,722	N ₂	143.273,722
K	26.375,342	CO ₂	107,929
Na	278,646	K	26.375,342
Ca	4.861,916	Na	278,646
Mg	2.687,020	Ca	4.861,916
P	42.362,308	Mg	2.687,020
H ₂ O	37.927,273	P	42.362,308
	542.968,010	H ₂ O	94.808,449
Aliran <3> dari J-112			
NaHCO ₃	206,046		
H ₂ O	56.837,024		
	57.043,070		
600.011,080		600.011,080	

2. Reaktor CSTR (R-120)

Kegunaan = mengkonversi POME menjadi biogas



Menurut Yunus Ahmed dkk (2015), keonversi reaktor CSTR termofilik 90 % dekomposisi bahan organik, dengan HRT 6 hari.

Berat molekul

$(C_6H_{10}O_5)_{10000}$	= 162 x 10.000
	= 1.620.000 kg/kgmol
$C_6H_{12}O_6$	= 180 kg/kgmol
$C_{51}H_{98}O_6$	= 806 kg/kgmol
$C_{15}H_{31}COOH$	= 256 kg/kgmol
$C_3H_8O_3$	= 92 kg/kgmol
C_2H_5OH	= 46 kg/kgmol
CH_3COOH	= 60 kg/kgmol
CH_4	= 16 kg/kgmol
CO_2	= 44 kg/kgmol
H_2S	= 34 kg/kgmol
H_2	= 2 kg/kgmol
H_2O	= 18 kg/kgmol

Reaksi terjadinya pembentukan biogas antara lain :

1. Karbohidrat
2. Lemak

1. Karbohidrat

Menurut Feri Kusnandar (2010), polimer karbohidrat disusun oleh amilopektin yaitu $(C_6H_{10}O_5)_{10000}$.

Mol $(C_6H_{10}O_5)_{10000}$ mula-mula

$$\begin{aligned}n(C_6H_{10}O_5)_{10000} &= \frac{\text{massa } (C_6H_{10}O_5)_{10000}}{\text{BM}} \\&= \frac{193.004,199 \text{ kg}}{1.620.000 \text{ kg/kgmol}} \\&= 0,119 \text{ kgmol}\end{aligned}$$

Mol $(C_6H_{10}O_5)_{10000}$ bereaksi

$$\begin{aligned}n(C_6H_{10}O_5)_{10000} &= 0,9 \times \text{mol } (C_6H_{10}O_5)_{10000} \text{ mula-mula} \\&= 0,9 \times 0,119 \\&= 0,107 \text{ kgmol}\end{aligned}$$

Mol $(C_6H_{10}O_5)_{10000}$ sisa

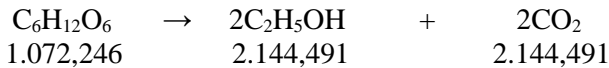
$$\begin{aligned} n (C_6H_{10}O_5)_{10000} &= \text{mol } (C_6H_{10}O_5)_{10000} \text{ mula-mula - bereaksi} \\ &= 0,119 - 0,107 \\ &= 0,012 \text{ kgmol} \end{aligned}$$

Mol H_2O mula-mula

$$\begin{aligned} n H_2O &= \frac{\text{massa } H_2O}{BM} \\ &= \frac{94.808,449 \text{ kg}}{18 \text{ kg/kgmol}} \\ &= 5.267,136 \text{ kgmol} \end{aligned}$$

Menurut Tuti Haryati (2006), adapun reaksi fermentasi karbohidrat menjadi biogas :

	$(C_6H_{10}O_5)_{10000}$	+	$10000H_2O$	\rightarrow	$10000(C_6H_{12}O_6)$
Mula	0,119		5.267,136		-
Reaksi	0,107		1.072,246		1.072,246
Sisa	0,012		4.194,891		1.072,246



	$2C_2H_5OH$	+	CO_2	\rightarrow	$2CH_3COOH$	+	CH_4
Mula	2.144,491		2.144,491		-		-
Reaksi	2.144,491		1.072,246		2.144,491		1.072,246
Sisa	0		1.072,246		2.144,491		1.072,246

Mol CH_3COOH bereaksi

$$\begin{aligned} n CH_3COOH &= 0,9 \times \text{mol } CH_3COOH \text{ mula-mula} \\ &= 0,9 \times 2.144,491 \\ &= 1.930,042 \text{ kgmol} \end{aligned}$$

	CH_3COOH	\rightarrow	CH_4	+	CO_2
Mula	2.144,491		-		-
Reaksi	1.930,042		1.930,042		1.930,042
Sisa	214,449		1.930,042		1.930,042

Mol yang terbentuk

$$\begin{aligned}\text{CH}_3\text{COOH} &= 214,449 \text{ kgmol} \\ \text{CO}_2 &= 1.072,246 + 1.930,042 \\ &= 3.002,288 \text{ kgmol} \\ \text{CH}_4 &= 1.072,246 + 1.930,042 \\ &= 3.002,288 \text{ kgmol}\end{aligned}$$

Massa yang terbentuk

$$\begin{aligned}\text{Massa} &= \text{mol} \times \text{BM} \\ \text{CH}_4 \text{ terbentuk} &= 3.002,288 \text{ kgmol} \times 16 \text{ kg/kgmol} \\ &= 48.036,601 \text{ kg} \\ \text{CH}_3\text{COOH} \text{ sisa} &= 214,449 \text{ kgmol} \times 60 \text{ kg/kgmol} \\ &= 12.866,947 \text{ kg}\end{aligned}$$

2. Lemak

Menurut *Manfred Lubken* (2007), trigliserida disusun oleh 3 asam lemak palmitat yaitu $\text{C}_{51}\text{H}_{98}\text{O}_6$.

Mol $\text{C}_{52}\text{H}_{102}\text{O}_6$ mula-mula

$$\begin{aligned}n \text{ C}_{51}\text{H}_{98}\text{O}_6 &= \frac{\text{massa C}_{51}\text{H}_{98}\text{O}_6}{\text{BM}} \\ &= \frac{92.077,390 \text{ kg}}{806 \text{ kg/kgmol}} \\ &= 114,240 \text{ kgmol}\end{aligned}$$

Mol $\text{C}_{51}\text{H}_{98}\text{O}_6$ bereaksi

$$\begin{aligned}n \text{ C}_{51}\text{H}_{98}\text{O}_6 &= 0,9 \times \text{mol C}_{51}\text{H}_{98}\text{O}_6 \text{ mula-mula} \\ &= 0,9 \times 114,240 \\ &= 102,816 \text{ kgmol}\end{aligned}$$

Mol $\text{C}_{51}\text{H}_{98}\text{O}_6$ sisa

$$\begin{aligned}n \text{ C}_{51}\text{H}_{98}\text{O}_6 &= \text{mol C}_{52}\text{H}_{102}\text{O}_6 \text{ mula-mula} - \text{bereaksi} \\ &= 114,240 - 102,816 \\ &= 11,424 \text{ kgmol}\end{aligned}$$

Dari reaksi karbohidrat didapatkan mol CO_2 yang terbentuk sebesar 3.002,288 kgmol dan mol H_2O sisa sebesar 4.194,891.

Menurut Tuti Haryati (2006) dan Feri Kusnandar (2010), adapun reaksi fermentasi lemak menjadi biogas sebagai berikut:

$$\text{C}_{51}\text{H}_{98}\text{O}_6 + 3\text{H}_2\text{O} \rightarrow 3\text{C}_{16}\text{H}_{32}\text{O}_2 + \text{C}_3\text{H}_8\text{O}_3$$

Mula	114,240	4.194,891	-	-
Reaksi	102,816	308,448	308,448	102,816
Sisa	11,424	3.886,443	308,448	102,816

Mol $\text{C}_{16}\text{H}_{32}\text{O}_2$ bereaksi

$$\begin{aligned} n \text{ C}_{16}\text{H}_{32}\text{O}_2 &= 0,9 \times \text{mol C}_{16}\text{H}_{32}\text{O}_2 \text{ mula-mula} \\ &= 0,9 \times 308,448 \\ &= 277,603 \text{ kgmol} \end{aligned}$$

$$\text{CH}_3(\text{CH}_2)_{14}\text{COOH} + 14\text{H}_2\text{O} \rightarrow 8\text{CH}_3\text{COOH} + 14\text{H}_2$$

Mula	308,448	3.921,331	-	-
Reaksi	277,603	3.921,331	2.220,824	3.886,443
Sisa	30,845	0	2.220,824	3.886,443

Mol CH_3COOH bereaksi

$$\begin{aligned} n \text{ CH}_3\text{COOH} &= 0,9 \times \text{mol CH}_3\text{COOH} \text{ mula-mula} \\ &= 0,9 \times 2.220,824 \\ &= 1.998,742 \text{ kgmol} \end{aligned}$$

$$\text{CH}_3\text{COOH} \rightarrow \text{CH}_4 + \text{CO}_2$$

Mula	2.220,824	-	-
Reaksi	1.998,742	1.998,742	1.998,742
Sisa	222,082	1.998,742	1.998,742

Mol yang terbentuk

$$\begin{aligned} \text{CO}_2 &= 3.002,288 + 1.998,742 \\ &= 5.001,030 \text{ kgmol} \end{aligned}$$

$$\text{CO}_2 + 4\text{H}_2 \rightarrow \text{CH}_4 + 2\text{H}_2\text{O}$$

Mula	5.001,030	3.886,443	-	-
Reaksi	971,611	3.886,443	971,611	1.943,221
Sisa	4.029,419	0	971,611	1.943,221

Mol yang terbentuk

CH ₃ COOH	= 222,082 kgmol
CO ₂	= 4.029,419 kgmol
H ₂ O	= 1.943,221 kgmol
C ₃ H ₈ O ₃	= 102,816 kgmol
CH ₄	= 1.998,742 + 971,611
	= 2.970,353 kgmol

Massa yang terbentuk

Massa	= mol x BM
CH ₄ terbentuk	= 2.970,353 kgmol x 16 kg/kgmol
	= 47.525,642 kg
C ₃ H ₈ O ₃	= 102,816 kgmol x 92 kg/kgmol
	= 9.459,067 kg
CH ₃ COOH sisa	= 222,082 kgmol x 60 kg/kgmol
	= 13.324,946 kg
CO ₂ sisa	= 4.029,419 kgmol x 44 kg/kgmol
	= 177.294,429 kg
H ₂ O terbentuk	= 1.943,221 kgmol x 60 kg/kgmol
	= 34.977,984 kg

Pembentukan H₂S

Dari reaksi fermentasi didapatkan mol CH₃COOH sisa yang terbentuk sebesar

$$\begin{aligned}\text{CH}_3\text{COOH} &= 214,449 + 222,082 \\ &= 436,532 \text{ kgmol}\end{aligned}$$

Menurut *Michael H. Gerardi* (2003), reaksi terbentuknya H₂S adalah sebagai berikut. Dengan asumsi terbentuk H₂S 100%.

	$\text{CH}_3\text{COOH} + \text{Na}_2\text{SO}_4 \rightarrow 2\text{CO}_2 + \text{H}_2\text{O} + \text{H}_2\text{S} + \text{Na}_2\text{O}$					
Mula	436,532	1,226	-	-	-	-
Reaksi	1,226	1,226	2,453	1,226	1,226	1,226
Sisa	435,305	0	2,453	1,226	1,226	1,226

Massa

$$\text{Massa} = \text{mol} \times \text{BM}$$

$$\begin{aligned}\text{H}_2\text{S} &= 1,226 \text{ kgmol} \times 34 \text{ kg/kgmol} \\ &= 41,700 \text{ kg}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{CH}_3\text{COOH} &= 435,305 \text{ kgmol} \times 60 \text{ kg/kgmol} \\ &= 26.118,305 \text{ kg}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{CO}_2 &= 2,453 \text{ kgmol} \times 44 \text{ kg/kgmol} \\ &= 107,929 \text{ kg}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{H}_2\text{O} &= 1,226 \text{ kgmol} \times 18 \text{ kg/kgmol} \\ &= 22,076 \text{ kg}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Massa total CH}_4 &= 48.036,601 + 47.525,642 \\ &= 95.562,243 \text{ kg}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Massa total CO}_2 &= 177.294,429 + 107,929 \text{ kg} + 107,929 \\ &= 177.510,286 \text{ kg}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Massa total H}_2\text{O} &= 34.977,984 + 22,076 \text{ kg} \\ &= 35.000,061 \text{ kg}\end{aligned}$$

Maka diperoleh hasil kandungan biogas

$$\text{CH}_4 = 95.562,243 \text{ kg} = 160.640.130,238 \text{ m}^3 = 59,678\%$$

$$\text{CO}_2 = 177.510,286 \text{ kg} = 108.507.196,536 \text{ m}^3 = 40,310\%$$

$$\text{H}_2\text{S} = 41,700 \text{ kg} = 32.986,923 \text{ m}^3 = 0,012\%$$

$$\text{Total} = 273.114,288 \text{ kg} = 269.180.313,697 \text{ m}^3 = 100\%$$

Biogas yang diperoleh sudah sesuai literatur menurut Ade Sri Rahayu dkk (2015), yang dimana persen volum biogas yang terbentuk sebagai berikut:

$$\text{CH}_4 = 50-75 \%$$

$$\text{CO}_2 = 25-45 \%$$

$$\text{H}_2\text{O} = <7 \%$$

$$\text{H}_2\text{S} = <2 \%$$

$$\text{O}_2 = <2 \%$$

$$\text{N}_2 = <2 \%$$

$$\text{NH}_3 = <1 \%$$

$$\text{H}_2 = <1\%$$

$$\text{Total} = 100\%$$

Kandungan *Slurry*

Massa	= mol x BM
Na ₂ O terbentuk	= 1,226 kgmol x 62 kg/kgmol
	= 76,041 kg
(C ₆ H ₁₀ O ₅) ₁₀₀₀₀	= 0,012 kgmol x 1.620.000 kg/kgmol
	= 19.300,420 kg
C ₅₁ H ₉₈ O ₆ sisa	= 11,424 kgmol x 806 kg/kgmol
	= 9.207,739 kg
C ₁₆ H ₃₂ O ₂ sisa	= 30,845 kgmol x 256 kg/kgmol
	= 7.896,265 kg
C ₃ H ₈ O ₃	= 102,816 kgmol x 92 kg/kgmol
	= 9.459,067 kg
CH ₃ COOH	= 435,305 kgmol x 60 kg/kgmol
	= 26.118,305 kg
N ₂	= 143.273,722 kg
K	= 26.375,342 kg
Na	= 278,646 kg
Ca	= 4.861,916 kg
Mg	= 2.687,020 kg
P	= 42.362,308 kg
H ₂ O	= 35.000,061 kg
Total	= 326.896,852 kg

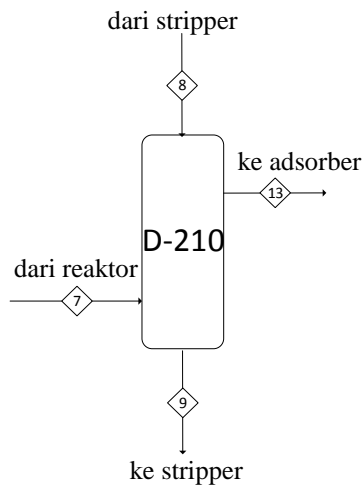
Tabel A.4 Neraca Massa di Reaktor CSTR (R-120)

Masuk		Keluar	
Aliran <4> dari (M-110)		Aliran <5> ke POC	
Karbohidrat	193.004,199	Slurry	326.896,852
Lemak	92.077,390		
Na ₂ SO ₄	174,158	Aliran <6> ke D-210	
N ₂	143.273,722	CH ₄	95.562,243
CO ₂	107,929	CO ₂	177.510,286
K	26.375,342	H ₂ S	41,700
Na	278,646		273.114,288

Ca	4.861,916	
Mg	2.687,020	
P	42.362,308	
H ₂ O	94.808,449	
	600.011,080	600.011,080

3. Absorber (D-210)

Kegunaan = mengurangi kandungan CO₂ dalam biogas



Menurut Nias Bahar (2013), efisiensi absorpsi CO₂ menggunakan absorber K₂CO₃ 97,5%.

$$\begin{aligned}
 \text{CO}_2 \text{ yang terabsorpsi} &= \frac{97,5}{100} \times 177.510,286 \text{ kg} \\
 &= 173.072,529 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

Berat molekul

$$\text{CO}_2 = 44 \text{ kg/kgmol}$$

$$\text{K}_2\text{CO}_3 = 138 \text{ kg/kgmol}$$

$$\text{KHCO}_3 = 100 \text{ kg/kgmol}$$

$$\text{H}_2\text{O} = 18 \text{ kg/kgmol}$$

$$\begin{aligned} \text{Mol CO}_2 \text{ mula-mula} &= \frac{\text{massa CO}_2}{\text{BM}} \\ &= \frac{177.510,286 \text{ kg}}{44 \text{ kg/kgmol}} \\ &= 4.034,325 \text{ kgmol} \\ \text{Mol CO}_2 \text{ reaksi} &= \frac{173.072,529 \text{ kg}}{44 \text{ kg/kgmol}} \\ &= 3.933,467 \text{ kgmol} \end{aligned}$$

Untuk menghilangkan CO₂ dengan K₂CO₃ membutuhkan H₂O sebanyak 482.332,908 kg dengan 26.796,273 kgmol.

Menurut Aly Altway (2008), adapun reaksi absorpsi CO₂ dengan larutan *benfield* sebagai berikut. Dengan konversi reaksi absorpsi 98%.

	K ₂ CO ₃	+	H ₂ O	+	CO ₂	→	2KHCO ₃
Mula	3.933,467		26.796,273		4.034,325		
Reaksi	3.933,467		3.933,467		3.933,467		7.866,933
Sisa	0		22.862,806		100,858		7.866,933

$$\text{Massa} = \text{mol} \times \text{BM}$$

$$\begin{aligned} \text{CO}_2 \text{ sisa} &= 100,858 \text{ kgmol} \times 44 \text{ kg/kgmol} \\ &= 4.437,757 \text{ kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{H}_2\text{O} \text{ sisa} &= 22.862,806 \text{ kgmol} \times 18 \text{ kg/kgmol} \\ &= 411.530,510 \text{ kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{K}_2\text{CO}_3 &= 3.933,467 \text{ kgmol} \times 138 \text{ kg/kgmol} \\ &= 542.818,385 \text{ kg} \end{aligned}$$

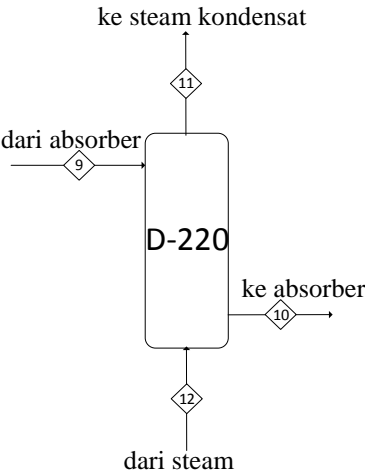
$$\begin{aligned} \text{KHCO}_3 &= 7.866,933 \text{ kgmol} \times 100 \text{ kg/kgmol} \\ &= 786.693,312 \text{ kg} \end{aligned}$$

Tabel A.5 Neraca Massa di Absorber (D-210)

Masuk		Keluar	
Aliran <7> dari R-120		Aliran <13> ke D-230	
CH ₄	95.562,243	CH ₄	95.562,243
CO ₂	177.510,286	CO ₂	4.437,757
H ₂ S	41,700	H ₂ S	41,700
	273.114,288		100.041,700
Aliran <8> dari D-220		Aliran <9> ke D-220	
K ₂ CO ₃	542.818,385	KHCO ₃	786.693,312
H ₂ O	482.332,908	H ₂ O	411.530,510
	1.025.151,294		1.198.223,822
	1.298.265,522		1.298.265,522

4. Stripper (D-220)

Kegunaan = meregenerasi absorber K₂CO₃



Menurut Nias Bahar (2013), efisiensi *stripper* KHCO₃ menggunakan *steam* sebesar 97,5 %.

Berat molekul

$$\text{CO}_2 = 44 \text{ kg/kgmol}$$

$$\text{K}_2\text{CO}_3 = 138 \text{ kg/kgmol}$$

$$\text{KHCO}_3 = 100 \text{ kg/kgmol}$$

$$\text{H}_2\text{O} = 18 \text{ kg/kgmol}$$

$$\text{KHCO}_3 \text{ striper} = \frac{97,5}{100} \times 786.693,312 \text{ kg}$$

$$= 767.025,979 \text{ kg}$$

$$\text{massa KHCO}_3$$

$$\text{Mol KHCO}_3 \text{ mula} = \frac{\text{BM}}{786.693,312 \text{ kg}}$$

$$= \frac{100 \text{ kg/kgmol}}{786.693,312 \text{ kg}}$$

$$= 7.866,933 \text{ kgmol}$$

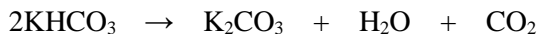
$$\text{massa KHCO}_3$$

$$\text{Mol KHCO}_3 \text{ striper} = \frac{\text{BM}}{767.025,979 \text{ kg}}$$

$$= \frac{100 \text{ kg/kgmol}}{767.025,979 \text{ kg}}$$

$$= 7.670,260 \text{ kgmol}$$

Menurut Nias Bahar (2013), adapun reaksi stripping KHCO_3 sebagai berikut.



$$\text{Mula} \quad 7.866,933$$

$$\text{Reaksi} \quad 7.670,260 \quad 3.835,130 \quad 3.835,130 \quad 3.835,130$$

$$\text{Sisa} \quad 196,673 \quad 3.835,130 \quad 3.835,130 \quad 3.835,130$$

Massa

$$\text{Massa} = \text{mol} \times \text{BM}$$

$$\text{K}_2\text{CO}_3 = 3.835,130 \text{ kgmol} \times 138 \text{ kg/kgmol}$$

$$= 529.247,926 \text{ kg}$$

$$\text{KHCO}_3 \text{ sisa} = 196,673 \text{ kgmol} \times 100 \text{ kg/kgmol}$$

$$= 19.667,333 \text{ kg}$$

$$\text{CO}_2 \text{ sisa} = 3.835,130 \text{ kgmol} \times 44 \text{ kg/kgmol}$$

$$= 168.745,715 \text{ kg}$$

$$\begin{aligned}
 \text{H}_2\text{O} &= 3.835,130 \text{ kgmol} \times 18 \text{ kg/kgmol} \\
 &= 69.032,338 \text{ kg} \\
 &= 411.530,510 \text{ kg} + 69.032,338 \text{ kg} \\
 &= 480.562,848
 \end{aligned}$$

Massa KHCO_3 sisa 19.667,333 dengan mol K_2CO_3 *dimake up*.

Massa K_2CO_3 yang di *make up*

$$\text{Massa} = \text{mol} \times \text{BM}$$

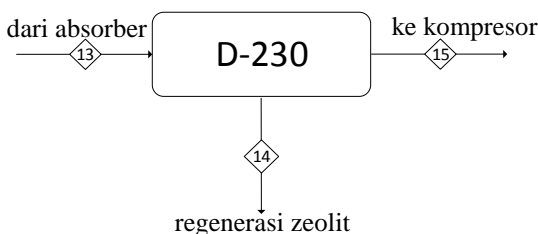
$$\begin{aligned}
 \text{K}_2\text{CO}_3 &= 196,673 \text{ kgmol} \times 138 \text{ kg/kgmol} \\
 &= 27.140,919 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

Tabel A.6 Neraca Massa di *Stripper* (D-220)

Masuk		Keluar	
Aliran <9> dari D-210		Aliran <10> ke D-210	
KHCO_3	786.693,312	CO_2	168.745,715
H_2O	411.530,510	K_2CO_3	529.247,926
		KHCO_3	19.667,333
		H_2O	480.562,848
1.198.223,822		1.198.223,822	

5. Adsorber (D-230)

Kegunaan = mengurangi kandungan H_2S dalam biogas



Menurut Suropati (2010), spesifikasi *compressed methane gas* :

$$\text{CH}_4 = 95\text{-}98\%$$

$$\text{CO}_2 = 5\text{-}1\%$$

$$\text{H}_2\text{S} = 0 \%$$

Effisiensi zeolit mengadsorpsi H₂S sebesar 100%.

H₂S yang diadsorbsi = 42,074 kg

Tabel A.7 Neraca Massa di Adsorber (D-230)

Masuk		Keluar	
Aliran <13> dari D-210		Aliran <15> ke G-231	
CH ₄	95.562,243	CH ₄	95.562,243
CO ₂	4.437,757	CO ₂	4.437,757
H ₂ S	41,700		100.000,000
		Aliran <14> ke D-230	
		H ₂ S	41,700
100.041,700		100.041,700	

Tabel A.8 Spresifikasi Produk

Produk CMG	
CH ₄	95.562,243
CO ₂	4.437,757
100.000,000	

APPENDIKS B

PERHITUNGAN NRACA PANAS

Kapasitas Pabrik : 30.000 ton CMG/tahun
 : 100 ton CMG/hari
 Operasi : 300 hari/tahun; 24 jam/hari
 Satuan : 1 Kilo Joule (kJ)
 Basis Waktu : 1 hari
 Suhu Referensi : 25°C; 298°K

Perhitungan panas untuk bahan dalam fase cair dan gas

$$Q = H = \int_{T_{ref}}^T n \times C_p dT$$

Dimana :

n = mol (kmol)
 Cp = Kapasitas Panas (kJ/kmol)
 T = Temperatur (K)

Perhitungan Cp

Menggunakan metode Hurst dan Horriison

Tabel IV.1 Nilai Kontribusi Unsur Atom

Unsur Atom	ΔE (J/mol.K)
C	10,89
H	7,56
O	13,42
N	18,74
Na	26,19
K	28,78
Ca	28,25
Mg	22,69
P	26,63
S	12,36

(Perry, 1999)

Menghitung C_p NaHCO_3

$$C_p = 1 \times \Delta E \text{ Na} + 1 \times \Delta E \text{ H} + 1 \times \Delta E \text{ C} + 1 \times \Delta E \text{ O} \\ = 84,90$$

Dengan cara yang sama diperoleh C_p K_2CO_3

$$C_p = 108,71$$

Tabel IV.2 Kapasitas Panas Senyawa Pada 298°K (J/mol.K)

Komponen	C_p (J/mol.K)
NaHCO_3	84,90
K_2CO_3	108,71
KHCO_3	87,49

Perhitungan C_p untuk fase gas

$$C_p = a + bT + cT^2 + dT^3$$

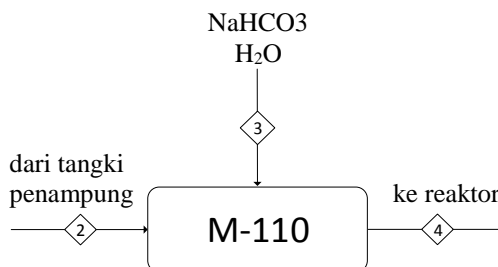
Tabel IV.3 Data Kapasitas Panas (J/mol.K)

Senyawa	A	$B \cdot 10^2$	$C \cdot 10^5$	$D \cdot 10^9$
CH_4	34,31	5,469	0,3661	-11
CO_2	36,11	4,233	-2,887	7,464
H_2S	33,51	1,547	0,3012	-3,292
H_2O	33,46	0,6880	0,7604	-3,593

(Himmelblau, 2004)

1. Tangki Netralisasi (M-110)

Kegunaan = untuk menetralkan pH POME dari 4-5 menjadi pH 7



Menghitung entalpi bahan masuk

Aliran <2>				
Komponen	Massa (kg)	Cp (kJ/kg.K)	ΔT	$H = m \text{ Cp } \Delta T$ (kJ)
Lemak	92.077,39	2,438	25	5.612.116,93
Karbohidrat	193.004,20	1,639	25	7.908.347,07
N ₂	143.273,72	1,038	25	3.717.953,09
H ₂ O	37.927,27	4,183	25	3.966.244,53
K	26.375,34	0,738	25	486.591,25
Na	278,65	1,139	25	7.932,33
Ca	4.861,92	0,706	25	85.843,21
Mg	2.687,02	0,945	25	63.508,84
P	42.362,31	0,859	25	909.764,73
H ₂ SO ₄	10,19	1,340	25	4.026,47
H ₂				22.762.328,45
Aliran <3>				
Komponen	Massa (kg)	Cp (kJ/kg.K)	ΔT	$H = m \text{ Cp } \Delta T$ (kJ)
NaHCO ₃	206,05	1,011	5	1.041,27
H ₂ O	56.837,02	4,183	5	1.188.746,36
H ₅				1.189.787,63
Total				23.952.116,08

Menghitung entalpi bahan keluar

Aliran <4>				
Komponen	Massa (kg)	Cp (kJ/kg.K)	ΔT	$H = m \text{ Cp } \Delta T$ (kJ)
Lemak	92.077,39	2,438	t2-25	224.484,68
Karbohidrat	193.004,20	1,639	t2-25	316.333,88
N ₂	143.273,72	1,038	t2-25	148.718,12
H ₂ O	94.808,45	4,183	t2-25	396.583,74
K	26.375,34	0,738	t2-25	19.463,65
Na	278,65	1,139	t2-25	317,29
Ca	4.861,92	0,706	t2-25	3.433,73

Mg	2.687,02	0,945	t2-25	2.540,35
P	42.362,31	0,859	t2-25	36.390,59
Na ₂ SO ₄	174,16	0,834	t2-25	145,24
CO ₂	107,93	0,816	t2-25	88,07
H ₄			t2-25	1.148.499,35

$$\begin{aligned} Q_{in} &= Q_{out} \\ 23.952.116,08 &= - & + 1.148.499,35 & t_2 \\ & 28.712.483,74 \\ 52.664.599,82 &= 1.148.499,35 & t_2 \\ t_2 &= 45,86\text{ }^{\circ}\text{C} \\ t_2 &= 319^{\circ}\text{K} \end{aligned}$$

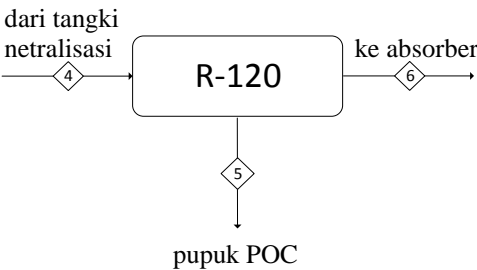
Tabel B.1 Neraca panas Tangki Netralisasi

Masuk (kJ)		Keluar (kJ)	
H ₂	22.762.328,45	H ₄	23.952.116,08
H ₃	1.189.787,63		
	23.952.116,08		23.952.116,08

2. Reaktor CSTR (R-120)

Kegunaan = mengkonversi POME menjadi biogas

Suhu bahan masuk = 45,85 °C



Menghitung entalpi bahan masuk

Aliran <4>				
Komponen	Massa (kg)	Cp (kJ/kg.K)	ΔT	H = m Cp ΔT (kJ)
Lemak	92.077,39	2,438	20,855	4.681.659,64
Karbohidrat	193.004,20	1,639	20,855	6.597.187,79
N ₂	143.273,72	1,038	20,855	3.101.537,46
H ₂ O	94.808,45	4,183	20,855	8.270.809,98
K	26.375,34	0,738	20,855	405.917,17
Na	278,65	1,139	20,855	6.617,20
Ca	4.861,92	0,706	20,855	71.610,89
Mg	2.687,02	0,945	20,855	52.979,43
P	42.362,31	0,859	20,855	758.930,87
Na ₂ SO ₄	174,16	0,834	20,855	3.028,95
CO ₂	107,93	0,816	20,855	1.836,71
H₄				23.952.116,08

Reaksi-reaksi yang terjadi pada karbohidrat :

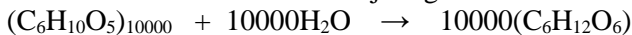
1. Hidrolisis Karbohidrat
Mengubah karbohidrat menjadi glukosa
2. Asidogenik
Mengubah glukosa menjadi alkohol
3. Metanogenik
Mengubah alkohol menjadi asam asetat dan metana

Data panas pembentukan ΔH_f

Komponen	ΔH_f (kJ/kmol)
C ₆ H ₁₀ O ₅	-21.281.077,35
C ₆ H ₁₂ O ₆	-1.273.300
H ₂ O	-285.840
C ₂ H ₅ OH	-277.630
CO ₂	-393.510
CH ₃ COOH	-486.200
CH ₄	-78.840

(Himmelblau, 2004)

Reaksi 1 : Hidrolisis karbohidrat menjadi glukosa



Mula	0,120	5.314,419	-
Reaksi	0,108	1.081,871	1.081,871
Sisa	0,012	4.232,548	1.081,871

$\Delta H_{25^\circ\text{C}}$

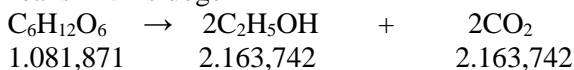
Produk			
Komponen	Kmol	ΔH_f (kJ/kmol)	H = kmol x ΔH_f (kJ)
$\text{C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6$	1.072,246	-1.273.300	-1.365.290.261
Reaktan			
Komponen	Kmol	ΔH_f (kJ/kmol)	H = kmol x ΔH_f (kJ)
$\text{C}_6\text{H}_{10}\text{O}_5$	0,11	-21.281.077	-2.281.854,05
CO_2	1.072,246	-285.840	-306.490.668,57
H_{reaktan}			-308.772.522,62

$\Delta H_{(55-25^\circ\text{C})}$

Produk				
Komponen	Massa (kg)	C_p (kJ/Kg.K)	ΔT	H = m $C_p \Delta T$ (kJ)
$\text{C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6$	193.004,199	1,159	30	6.710.756,01
Reaktan				
Komponen	Massa (kg)	C_p (kJ/Kg. K)	ΔT	H = m $C_p \Delta T$ (kJ)
$\text{C}_6\text{H}_{10}\text{O}_5$	173.703,78	1,218	30	6.347.136,10
CO_2	19.300,42	4,183	30	2.422.009,70
H_{Reaktan}				8.769.145,80

$$\begin{aligned}
 \Delta H_{\text{reaksi 1}} &= \Delta H_{25^\circ\text{C}} & + & \Delta H_{(55-25^\circ\text{C})} \\
 &= -1056517738,68 & + & -2058389,79 \\
 &= -1058576128,46 \text{ kJ}
 \end{aligned}$$

Reaksi 2 : Asidogenik



$\Delta H_{25^\circ\text{C}}$

Produk			
Komponen	Kmol	ΔH_f (kJ/mol)	H = kmol x ΔH_f (kJ)
C ₂ H ₅ OH	2.144,49	-277.630	-595.375.065,18
CO ₂	2.144,49	-393.510	-843.878.694,30
H _{Produk}			-1.439.253.759,47
Reaktan			
Komponen	Kmol	ΔH_f (kJ/mol)	H = kmol x ΔH_f (kJ)
C ₆ H ₁₂ O ₆	1.072,25	-1.273.300	-1.365.290.261

$\Delta H_{(55-25^\circ\text{C})}$

Produk				
Komponen	Massa (kg)	Cp (kJ/Kg.K)	ΔT	H = m Cp ΔT (kJ)
C ₂ H ₅ OH	98.646,59	1,751	30	5.182.806,10
CO ₂	94.357,61	0,816	30	2.309.874,26
H _{Produk}				7.492.680,36
Reaktan				
Komponen	Massa (kg)	Cp (kJ/Kg.K)	ΔT	H = m Cp ΔT (kJ)
C ₆ H ₁₂ O ₆	193004,20	1,16	30	6.710.756,01

$$\begin{aligned} \Delta H_{\text{reaksi 2}} &= \Delta H_{25^\circ\text{C}} & + & \Delta H_{(55-25^\circ\text{C})} \\ &= -73.963.498,17 & + & 781.924,35 \\ &= -73.181.573,83 \text{ kJ} \end{aligned}$$

Reaksi 3 : Metanogenik

	$2\text{C}_2\text{H}_5\text{OH} + \text{CO}_2 \rightarrow 2\text{CH}_3\text{COOH} + \text{CH}_4$			
Mula	2.163,742	2.163,742	-	-
Reaksi	2.163,742	1.081,871	2.163,742	1.081,871
Sisa	0	1.081,871	2.163,742	1.081,871

$\Delta H_{25^\circ\text{C}}$

Produk			
Komponen	Kmol	ΔH_f (kJ/kmol)	$H = \text{kmol} \times \Delta H_f$ (kJ)
CH_3COOH	2.144,49	-486.200	-1.042.651.574,72
CH_4	1.072,25	-78.840	-84.535.839,32
H_{Produk}			-1.127.187.414,03
Reaktan			
Komponen	Kmol	ΔH_f (kJ/kmol)	$H = \text{kmol} \times \Delta H_f$ (kJ)
$\text{C}_2\text{H}_5\text{OH}$	2.144,49	-277.630	-595.375.065,18
CO_2	1.072,25	-393.510	-421.939.347,15
H_{reaktan}			-1.017.314.412,33

$\Delta H_{(55-25^\circ\text{C})}$

Produk				
Komponen	Massa (kg)	C_p (kJ/Kg.K)	ΔT	$H = m C_p \Delta T$ (kJ)
CH_3COOH	128.669,47	1,959	30	7.561.904,53
CH_4	17.155,93	2,571	30	1.323.043,79
H_{Produk}				8.884.948,32
Reaktan				
Komponen	Massa (kg)	C_p (kJ/Kg.K)	ΔT	$H = m C_p \Delta T$ (kJ)
$\text{C}_2\text{H}_5\text{OH}$	98.646,59	1,75	30	5.182.806,10
CO_2	47.178,80	0,82	30	1.154.937,13
H_{reaktan}				6.337.743,23

$$\begin{aligned}
 \Delta H_{\text{reaksi 3}} &= \Delta H_{25^\circ\text{C}} + \Delta H_{(55-25^\circ\text{C})} \\
 &= -109.873.001,71 + 2.547.205,09 \\
 &= -107.325.796,620 \text{ kJ}
 \end{aligned}$$

Reaksi 4

	CH_3COOH	\rightarrow	CH_4	$+$	CO_2
Mula	2.163,742		-		-
Reaksi	1.947,368		1.947,368		1.947,368
Sisa	216,374		1.947,368		1.947,368

$\Delta H_{25^\circ\text{C}}$

Produk			
Komponen	Kmol	ΔH_f (kJ/kmol)	$H = \text{kmol} \times \Delta H_f$ (kJ)
CH_4	1.930,04	-78.840	-152.164.511
CO_2	1.930,04	-393.510	-759.490.825
H_{Produk}			-911.655.336
Reaktan			
Komponen	Kmol	ΔH_f (kJ/mol)	$H = \text{kmol} \times \Delta H_f$ (kJ)
CH_3COOH	1.930,04	-486.200	-938.386.417,2

$\Delta H_{(55-25^\circ\text{C})}$

Produk				
Komponen	Massa (kg)	C_p (kJ/Kg.K)	ΔT	$H = m C_p \Delta T$ (kJ)
CH_4	30.880,67	2,571	30	2.381.478,82
CO_2	84.921,85	0,816	30	20.78.886,83
H_{Produk}				4.460.365,65
Reaktan				
Komponen	Massa (kg)	C_p (kJ/Kg.K)	ΔT	$H = m C_p \Delta T$ (kJ)
CH_3COOH	115.802,52	1,96	30	6805714,08

$$\begin{aligned}
 \Delta H_{\text{reaksi 4}} &= \Delta H_{25^\circ\text{C}} + \Delta H_{(55-25^\circ\text{C})} \\
 &= 26.731.081,61 + -2.345.348,43 \\
 &= 24.385.733,18 \text{ kJ}
 \end{aligned}$$

Reaksi 5 : Hidrolisis lemak

	$C_{51}H_{98}O_6$	+	$3H_2O$	\rightarrow	$3C_{16}H_{32}O_2$	+	$C_3H_8O_3$
Mula	115,265		4.232,548		-		-
Reaksi	103,739		311,217		311,217		103,739
Sisa	11,527		3.921,331		311,217		103,739

$\Delta H_{25^\circ C}$

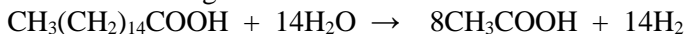
Produk			
Komponen	Mol	ΔH_f (kJ/mol)	H = kmol x ΔH_f (kJ)
$C_{16}H_{32}O_2$	311,22	-838.473,60	-260947036,94
$C_3H_8O_3$	103,74	-587.153,72	-60910692,74
H_{Produk}			-321857729,68
Reaktan			
Komponen	Kmol	ΔH_f (kJ/mol)	H = kmol x ΔH_f (kJ)
$C_{51}H_{98}O_6$	103,74	-2.061.633	-213871580,69
H_2O	311,22	-285.840	-88958198,61
$H_{reaktan}$			-302829779,30

$\Delta H_{(55-25^\circ C)}$

Produk				
Komponen	Massa (kg)	Cp (kJ/Kg.K)	ΔT	H = m Cp ΔT (kJ)
$C_{16}H_{32}O_2$	79671,49	1,599	30	3.821.841,40
$C_3H_8O_3$	14523,45	1,381	30	601.706,48
H_{Produk}				4.423.547,88
Reaktan				
Komponen	Massa (kg)	Cp(kJ/Kg. K)	ΔT	H = m Cp ΔT (kJ)
$C_{51}H_{98}O_6$	83.613,57	1,708	30	4.284.801,23
H_2O	5.601,90	4,183	30	702.982,64
				4.987.783,87

$$\begin{aligned}
 \Delta H_{reaksi\ 5} &= \Delta H_{25^\circ C} + \Delta H_{(55-25^\circ C)} \\
 &= - + -564.235,99 \\
 &= 19.027.950,3 \\
 &= -19.592.186,36\text{ kJ}
 \end{aligned}$$

Reaksi 6 : Asidogenik Asam Lemak Palmitat



Mula	311,217	3.921,331	-	-
Reaksi	280,095	3.921,331	2.240,761	3.921,331
Sisa	31,122	0	2.240,761	3.921,331

$\Delta H_{25^\circ\text{C}}$

Produk			
Komponen	Kmol	ΔH_f (kJ/mol)	$H = \text{kmol} \times \Delta H_f$ (kJ)
CH_3COOH	2220,82	-486.200	-1079764822,53
Reaktan			
Komponen	Kmol	ΔH_f (kJ/mol)	$H = \text{kmol} \times \Delta H_f$ (kJ)
H_2O	3886,44	-285.840	-1110900780,59
$\text{C}_{16}\text{H}_{32}\text{O}_2$	277,60	-838.474	-232762828,54
H_{reaktan}			-1343663609,14

$\Delta H_{(55-25^\circ\text{C})}$

Produk				
Komponen	Massa (kg)	C_p (kJ/Kg.K)	ΔT	$H = m C_p \Delta T$ (kJ)
CH_3COOH	133.249,46	1,959	30	7.831.070,99
H_2	7.772,89	14,19	30	3.308.917,31
H_{produk}				11.139.988,31
Reaktan				
Komponen	Massa (kg)	C_p (kJ/Kg.K)	ΔT	$H = m C_p \Delta T$ (kJ)
H_2O	69955,97	4,183	30	8.778.774,49
$\text{C}_{16}\text{H}_{32}\text{O}_2$	223748,0	6	30	10.733.194,35
H_{reaktan}				19.511.968,84

$$\begin{aligned}
 \Delta H_{\text{reaksi 6}} &= \Delta H_{25^\circ\text{C}} + \Delta H_{(55-25^\circ\text{C})} \\
 &= 263.898.786,61 + -8.371.980,54 \\
 &= 255.526.806,07 \text{ kJ}
 \end{aligned}$$

Reaksi 7

	CH_3COOH	\rightarrow	CH_4	+	CO_2
Mula	2.240,761		-		-
Reaksi	2.016,685		2.016,685		2.016,685
Sisa	224,076		2.016,685		2.016,685

$\Delta H_{25^\circ\text{C}}$

Produk			
Komponen	Kmol	ΔH_f (kJ/mol)	$H = \text{kmol} \times \Delta H_f$ (kJ)
CH_4	1998,74	-78.840	-157.580.816,02
CO_2	1998,74	-393.510	-786.524.948,13
H_{produk}			-944.105.764,15
Reaktan			
Komponen	Kmol	ΔH_f (kJ/mol)	$H = \text{kmol} \times \Delta H_f$ (kJ)
CH_3COOH	1998,74	-486.200	-91.788.340,28

$\Delta H_{(55-25^\circ\text{C})}$

Produk				
Komponen	Massa (kg)	C_p (kJ/Kg.K)	ΔT	$H = m C_p \Delta T$ (kJ)
CH_4	31.979,87	2,571	30	2.466.247,70
CO_2	87.944,65	0,816	30	2.152.884,94
H_{produk}				4.619.132,64
Reaktan				
Komponen	Massa (kg)	C_p (kJ/Kg.K)	ΔT	$H = m C_p \Delta T$ (kJ)
CH_3COOH	119.924,52	1,96	30	7.047.963,89

$$\begin{aligned}
 \Delta H_{\text{reaksi 7}} &= \Delta H_{25^\circ\text{C}} + \Delta H_{(55-25^\circ\text{C})} \\
 &= 27.682.576,13 + -2.428.831,25 \\
 &= 25.253.744,87 \text{ kJ}
 \end{aligned}$$

Reaksi 8

	CO ₂	+	4H ₂	→	CH ₄	+	2H ₂ O
Mula	5.045,924		3.921,331		-		-
Reaksi	980,333		3.921,331		980,333		1.960,666
Sisa	4065,591		0		980,333		1.960,666

$\Delta H_{25^{\circ}\text{C}}$

Produk			
Komponen	Kmol	ΔH_f (kJ/mol)	H = kmol x ΔH_f (kJ)
CH ₄	971,61	-78.840	-76601785,56
H ₂ O	1943,22	-285.840	-555450390,30
H _{produk}			-632052175,86
Reaktan			
Komponen	Kmol	ΔH_f (kJ/mol)	H = kmol x ΔH_f (kJ)
CO ₂	971,61	-486.200	-472397109,86

$\Delta H_{(55-25^{\circ}\text{C})}$

Produk				
Komponen	Massa (kg)	Cp (kJ/Kg.K)	ΔT	H = m Cp ΔT (kJ)
CH ₄	15.545,77	2,571	30	1.198.870,41
H ₂ O	34.977,98	4,183	30	4.389.387,25
H _{produk}				5.588.257,66
Reaktan				
Komponen	Massa (kg)	Cp(kJ/Kg. K)	ΔT	H = m Cp ΔT (kJ)
CH ₃ COOH	42.750,87	0,816	30	1.046.541,29
H ₂	7.772,89	14,19	30	3.308.917,31
H _{reaktan}				4.355.458,60

$$\begin{aligned}
 \Delta H_{\text{reaksi 8}} &= \Delta H_{25^{\circ}\text{C}} + \Delta H_{(55-25^{\circ}\text{C})} \\
 &= -159.655.066,00 + 1.232.799,06 \\
 &= -158.422.266,95 \text{ kJ} \\
 \Delta H_{\text{reaksi total}} &= 2.924.037,02 \text{ kJ}
 \end{aligned}$$

Menghitung entalpi bahan keluar

Aliran <5>				
Komponen	Massa (kg)	Cp (kJ/kg.K)	ΔT	$H = m \text{ Cp } \Delta T$
Na ₂ O	76,04	1,061	30	2.421,04
Karbohidrat	19.300,42	1,639	30	949.001,65
Lemak	9.207,74	2,438	30	673.454,03
Palmitat	7.896,26	1,599	30	378.783,81
Gliserol	9.459,07	1,381	30	391.889,14
N ₂	143.273,72	1,038	30	4.461.543,71
K	26.375,34	0,738	30	583.909,50
Na	278,65	1,139	30	9.518,80
Ca	4.861,92	0,706	30	103.011,86
Mg	2.687,02	0,945	30	76.210,60
P	42.362,31	0,859	30	1.091.717,67
H ₂ CO ₃	35.000,06	1,069	30	1.122.316,46
CH ₃ COOH	26.118,31	1,959	30	15.34.972,80
H₅				11.378.751,06
Aliran <6>				
Komponen	Kmol	$\int \text{Cp dT}$ (kJ/kg.K)	$H = \text{Kmol } \int \text{Cp dT}$ (kJ)	
CH ₄ (g)	5.972,64	1.095,09	6.540.565,84	
CO ₂ (g)	4.034,32	1.132,66	4.569.524,76	
H ₂ S (g)	1,23	1.024,01	1.255,91	
H₆				11.111.346,51
Total				22.490.097,573

Data *steam* yang digunakan

Saturated steam pada 1,15 atm

$$\begin{aligned} H_v &= 2682 \text{ kJ/kg} \\ H_l &= 435,49 \text{ kJ/kg} \\ \lambda &= 2246,52 \text{ kJ/kg} \end{aligned}$$

Vannes page 691

Panas (Q) yang disupply

$$\begin{aligned} &= m_s \times \lambda \\ &= m_s \times 2246,52 \\ &= 2246,52 \text{ ms} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Panas (Q) yang loss} &= 5\% \times \text{panas supply} \\ &= 5\% \times 2246,52 \text{ ms} \\ &= 112,33 \text{ ms}\end{aligned}$$

Necara Panas

$$\begin{array}{rclclcl} H_{\text{masuk}} & + & Q_{\text{supply}} & = & H_{\text{keluar}} & + & Q_{\text{loss}} \\ 23.952.116,08 & + & 2.246,52\text{ms} & = & 22.490.097,6 & + & 112,33\text{ms} \\ & & 2134,20 & = & 1.462.018,5 & & \\ & & \text{ms} & = & 685,044 & \text{Kg} & \end{array}$$

Sehingga

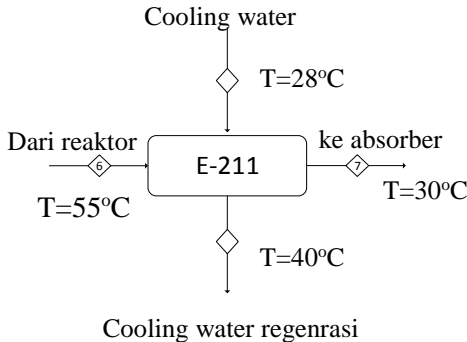
$$\begin{aligned}\text{Panas (Q) yang disupply} &= \text{ms} \times \lambda \\ &= 685,044 \times 2246,52 \\ &= 1.538.966,85 \text{ kJ}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Panas (Q) yang loss} &= 5\% \times \text{panas supply} \\ &= 5\% \times 1.538.966,85 \\ &= 76.948,343 \text{ kJ}\end{aligned}$$

Tabel B.2 Neraca panas Reaktor CSTR

Masuk (kJ)		Keluar (kJ)	
H ₄	2.3952.116,08	H ₅	11.378.751,06
Q _{supply}	1.538.966,85	H ₆	11.111.346,51
		Q _{loss}	76.948,34
		$\Delta H_{\text{rxn total}}$	2.924.037,02
	25.491.082,93		25.491.082,93

3. Cooler (E-211)



Menghitung entalpi bahan masuk

Aliran <6>			
Komponen	Kmol	$\int C_p dT$ (kJ/kmol)	H = Kmol $\int C_p dT$ (kJ)
CH ₄ (g)	5.972,64	1.095,09	6.540.565,84
CO ₂ (g)	4.034,32	1.132,66	4.569.524,76
H ₂ S (g)	1,23	1.024,01	1.255,91
H₆			11.111.346,51

Menghitung entalpi bahan keluar

Aliran <7>			
Komponen	Kmol	$\int C_p dT$ (kJ/kmol)	H = Kmol $\int C_p dT$ (kJ)
CH ₄ (g)	5.972,64	179,08	1.069.595,95
CO ₂ (g)	4.034,32	186,26	751.440,14
H ₂ S (g)	1,23	169,69	208,12
H₇			1.821.244,21

$$\begin{aligned}
 Q_{\text{serap}} &= H_6 - H_7 \\
 &= 11.111.346,51 - 1.821.244,21 \\
 &= 9.290.102,30 \text{ kJ}
 \end{aligned}$$

Massa air yang digunakan

$$C_p \text{ air} = 4,181 \text{ kJ/kg.K}$$

$$\begin{aligned}
 \Delta T \text{ masuk} &= T_{\text{masuk}} - T_{\text{ref}} \\
 &= 28 - 25 \\
 &= 3
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \Delta H_{\text{masuk}} &= m C_p \Delta T \\
 &= m (4,181)(3) \\
 &= 12,543 m
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \Delta T \text{ keluar} &= T_{\text{keluar}} - T_{\text{ref}} \\
 &= 35 - 25 \\
 &= 10
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \Delta H_{\text{keluar}} &= m C_p \Delta T \\
 &= m (4,181)(10) \\
 &= 41,810 \text{ m} \\
 Q_{\text{serap}} &= \Delta H_{\text{keluar}} - \Delta H_{\text{masuk}} \\
 9.290.102,30 &= 41,810 \text{ m} - 12,543 \text{ m} \\
 9.290.102,30 &= 29,267 \text{ m} \\
 \text{m} &= 317.425,85 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

Tabel B.3 Neraca panas *Cooler*

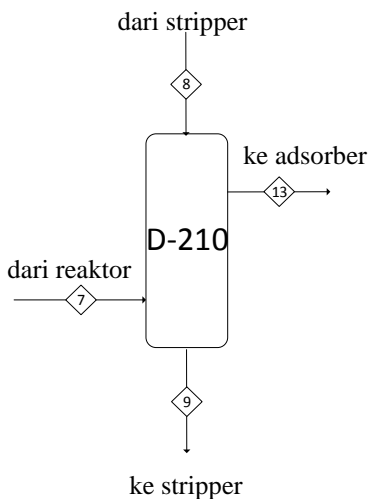
Masuk (kJ)		Keluar (kJ)	
H ₆	11.111.346,51	H ₇	1.821.244,21
CW	3.981.472,42	CWR	13.271.574,72
	15.092.818,93		15.092.818,93

4. Absorber (D-210)

Kegunaan : untuk menyerap gas CO₂ yang terdapat dalam biogas.

Suhu aliran <7> = 30°C

Suhu aliran <8> = 70°C



Menghitung entalpi bahan masuk

Aliran <7>			
Komponen	Kmol	$\int Cp dT$ (kJ/kmol)	H = Kmol $\int Cp dT$ (kJ)
CH ₄ (g)	5.972,64	179,08	1.069.595,95
CO ₂ (g)	4.034,32	186,26	751.440,14
H ₂ S (g)	1,23	169,69	208,12
H₇			1.821.244,21
Aliran <8>			
Komponen	Kmol	$\int Cp dT$ (kJ/kmol)	H = Kmol $\int Cp dT$ (kJ)
K ₂ CO ₃ (g)	3.933,47	543,55	19.242.321,74
H ₂ O	26.796,27	144,59	42.537.701,02
H₈			61.780.022,77
Total			63.601.266,97

	K ₂ CO ₃	+	H ₂ O	+	CO ₂	→	2KHCO ₃
Mula	3933,47		26796,27		4034,33		
Reaksi	3933,47		3933,47		3933,47		7866,93
Sisa	0		22863		100,86		7866,93

$\Delta H_{25^\circ C}$

Produk			
Komponen	Mol	ΔH_f (kJ/mol)	H = kmol x ΔH_f (kJ)
KHCO ₃	7.866.933,0	-940,7724	-7.400.993.439,05
Reaktan			
Komponen	Kmol	ΔH_f (kJ/mol)	H = kmol x ΔH_f (kJ)
K ₂ CO ₃	3.933.467,0	-1.175,29	-4.622.947.123,18
CO ₂	3.933.467,0	-393,52	-1.547.879.446,55
H ₂ O	3.933.467,0	-285,84	-1.124.342.207,28
H_{reaktan}			-7.295.168.777,00

$$\begin{aligned}
 \Delta H_{25^\circ C} &= \text{Produk} - \text{Reaktan} \\
 &= -7400993439,05 - -7295168777,00 \\
 &= -105824662,05 \text{ kJ}
 \end{aligned}$$

$$\Delta H_{(t_2-25^\circ\text{C})}$$

Produk				
Komponen	Kmol	Cp (kJ/kmol.K)	ΔT	$\Delta H = m \text{ Cp } \Delta T$ (kJ)
KHCO ₃	7.866,93	87,49	t2-25	688.277,97
Reaktan				
Komponen	Massa (kg)	Cp (kJ/kmol.K)	ΔT	$\Delta H = m \text{ Cp } \Delta T$ (kJ)
K ₂ CO ₃	3.933,47	108,71	t2-25	427.607,20
CO ₂	3.933,47	37,73	t2-25	148.409,71
H ₂ O	3.933,47	75,29	t2-25	296.166,46
H _{reaktan}				872.183,37

$$\begin{aligned}\Delta H_{(t_2-25^\circ\text{C})} &= \text{Produk} - \text{Reaktan} \\ &= (t_2-25) - (t_2-25) \\ &= 688.277,968 - 872.183,372 \\ &= -183.905,404 (t_2-25)\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\Delta H_{\text{reaksi}} &= \Delta H_{(t_2-25^\circ\text{C})} + \Delta H_{25^\circ\text{C}} \\ &= (t_2-25) - 183.905,40 + -105824..662 \\ &= -101.227.026,96 + -183.905,4 t_2\end{aligned}$$

Menghitung entalpi bahan keluar

Aliran <13>				
Komponen	Kmol	Cp dT (kJ/kmol.K)	ΔT	H = m Cp ΔT
CH ₄ (g)	5.972,64	41,13	t2-25	245.654,69
CO ₂ (g)	100,86	37,73	t2-25	3.805,38
H ₂ S (g)	1,30	27,48	t2-25	35,81
H ₁₃			t2-25	249.495,88
Aliran <9>				
Komponen	Kmol	Cp dT (kJ/kmol.K)	ΔT	H = m Cp ΔT
KHCO ₃	7.866,93	87,49	t2-25	688.277,98
H ₂ O	22.862,81	75,294	t2-25	1.721.432,12
H ₉			t2-25	2.409.710,10
H _{total}			t2-25	2.659.205,979

$$\begin{aligned}
 \text{Masuk} &= \text{Keluar} + \Delta H_{\text{reaksi}} \\
 63.601.266,97 &= -167.707.176,4 + 2.475.300,58t_2 \\
 231.308.443,42 &= 2.475.300,58t_2 \\
 93,45\text{ }^{\circ}\text{C} &= t_2
 \end{aligned}$$

Tabel B.4 Neraca panas *Absorber*

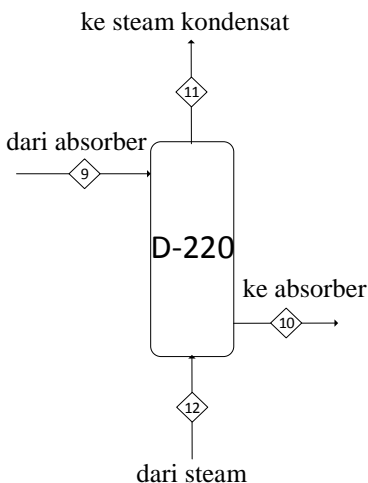
Masuk (kJ)		Keluar (kJ)	
H ₇	1.821.244,21	H ₁₃	17.077.146,57
H ₈	61.780.022,77	H ₉	16.4936.483,59
		ΔH_{reaksi}	-118.412.363,18
	63.601.266,97		63.601.266,97

5. Stripper (D-220)

Kegunaan : untuk meregenerasi KHCO_3 .

Suhu aliran <9> = 93,45°C

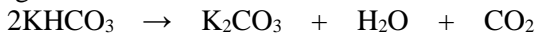
Suhu aliran <10> = 100°C



Menghitung entalpi bahan masuk

Aliran <9>			
Komponen	Kmol	$\int Cp dT$ (kJ/kmol.K)	H = kmol $\int Cp dT$ (kJ)
H ₂ O	22.862,81	5.153,62	117.826.190,35
KHCO ₃	7.866,93	5.988,39	47.110.293,24
H₉			164.936.483,59

Reaksi Stripping



Mula 7866,933

Reaksi 7670,260 3835,130 3835,130 3835,130

Sisa 196,673 3835,130 3835,130 3835,130

$\Delta H_{25}^{\circ}\text{C}$

Produk			
Komponen	mol	ΔH_f (kJ/mol)	H = kmol x ΔH_f (kJ)
K ₂ CO ₃	3.835.130	-1.175,286	-4.507.373.063,13
H ₂ O	3.835.130	-241,793	-927.308.738,63
CO ₂	3.835.130	-393,515	-1.509.182.332,49
H_{produk}			-6.943.864.134,25
Reaktan			
Komponen	Kmol	ΔH_f (kJ/mol)	H = kmol x ΔH_f (kJ)
KHCO ₃	7.670.260	-940,7724	-7.215.968.908,82

$$\begin{aligned}
 \Delta H_{25}^{\circ}\text{C} &= \text{Produk} - \text{Reaktan} \\
 &= -6.943.864.134,25 - -7.215.968.908,82 \\
 &= 272.104.774,58 \text{ kJ}
 \end{aligned}$$

$$\Delta H_{(t_2-25^\circ\text{C})}$$

Produk				
Komponen	Kmol	Cp (kJ/kmol.K)	ΔT	$H = m \text{ Cp } \Delta T$ (kJ)
K ₂ CO ₃	3.835,13	108,71	t ₂ -25	416.916,98
H ₂ O	3.835,13	75,29	t ₂ -25	288.762,28
CO ₂	3.835,13	37,73	t ₂ -25	144.699,45
H _{produk}			t ₂ -25	850.378,72
Reaktan				
Komponen	Massa (kg)	Cp (kJ/Kg.K)	ΔT	$H = m \text{ Cp } \Delta T$ (kJ)
KHCO ₃	7.670,260	87,49	t ₂ -25	671.071,05

$$\begin{aligned} \Delta H_{(t_2-25^\circ\text{C})} &= \text{Produk} - \text{Reaktan} \\ &= (t_2-25) - (t_2-25) \\ &\quad 850.379 \quad 671.071 \\ &= 179.307,7(t_2-25) \\ \Delta H_{\text{reaksi}} &= \Delta H_{(t_2-25^\circ\text{C})} + \Delta H_{25^\circ\text{C}} \\ &= 179.307,668(t_2-25) + 272.104.774,6 \\ &= 179.307,668t_2 + 267.622.082,9 \end{aligned}$$

Menghitung entalpi bahan keluar

Aliran <12>				
Komponen	mol	$\int \text{Cp dT}$ (kJ/mol)	ΔT	$H = \text{kmol } \int \text{Cp dT}$ (kJ)
CO ₂	3.835,13	37,73	75	10.852.458,83
H ₂ O	26.697,94	75,294	75	150.764.579,56
K ₂ CO ₃	3.835,13	108,71	75	31.268.772,83
KHCO ₃	196,67	87,49	75	1.290.521,21
H ₁₂				194.176.332,43

$$\begin{aligned} \text{Masuk} &= \text{Keluar} + \Delta H_{\text{reaksi}} \\ 164.936.483,59 &= 461.798.415 + 179.308t_2 \\ -296.861.931,72 &= 179.307,67 t_2 \\ -1.655,60^\circ\text{C} &= t_2 \end{aligned}$$

Tabel B.6 Neraca panas *Stripper*

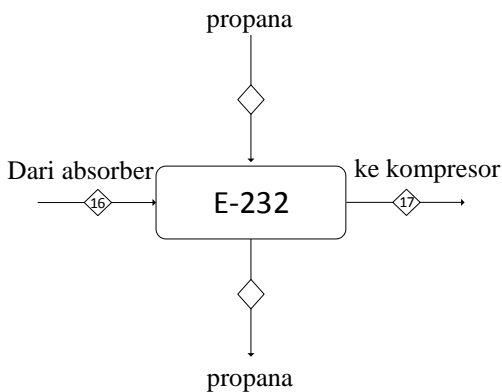
Masuk (kJ)		Keluar (kJ)	
H ₉	164.936.483,59	H ₁₂	194.176.332,43
		ΔH_{reaksi}	-29.239.848,84
	164.936.483,59		164.936.483,59

6. Cooler (E-232)

Kegunaan : menurunkan suhu biogas dari 171,80-34,19°C
menuju ke gas holder

Suhu aliran <16> = 171,80°C

Suhu aliran <17> = 34,19°C



Menghitung entalpi bahan masuk

Aliran <16>			
Komponen	Kmol	$\int C_p dT$ (kJ/kmol)	H = kmol $\int C_p dT$ (kJ)
CH ₄ (g)	5972,64	130.432.804,18	779.028.206.826,31
CO ₂ (g)	100,86	39976596,00	4.031.964.194,51
H ₁₆			783.060.171.020,82

Menghitung entalpi bahan keluar

Aliran <17>			
Komponen	Kmol	$\int Cp \, dT$ (kJ/kmol)	$H = kmol \int Cp \, dT$ (kJ)
CH ₄ (g)	5972,64	125.711.147,78	750.827.452.103,09
CO ₂ (g)	100,86	35.811.930,00	3.611.923.824,04
H ₁₇			760.481.312.587,21

$$\begin{aligned}
 Q_{\text{serap}} &= H_{16} - H_{17} \\
 &= 783.060.171.020,82 - 754.439.375.927,13 \\
 &= 28.620.795.093,69 \text{ kJ}
 \end{aligned}$$

Massa propana yang digunakan

$$\begin{aligned}
 Cp \text{ propana} &= 1,67 \text{ kJ/kg.K} \\
 \Delta T \text{ masuk} &= T_{\text{masuk}} - T_{\text{ref}} \\
 &= -103,15 - 25 \\
 &= -128,15 \\
 \Delta H_{\text{masuk}} &= m \, Cp \, \Delta T \\
 &= m (1,67)(-128,15) \\
 &= -214,01 \, m \\
 \Delta T \text{ keluar} &= T_{\text{keluar}} - T_{\text{ref}} \\
 &= 53,15 - 25 \\
 &= -78,15 \\
 \Delta H_{\text{keluar}} &= m \, Cp \, \Delta T \\
 &= m (1,67)(78,15) \\
 &= -130,51 \, m \\
 Q_{\text{serap}} &= \Delta H_{\text{keluar}} - \Delta H_{\text{masuk}} \\
 28620795093,69 &= -130,51 \, m - (-214,01 \, m) \\
 28620795093,69 &= 83,5 \, m \\
 M &= 342764013,098 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

Tabel B.8 Neraca panas *Cooler*

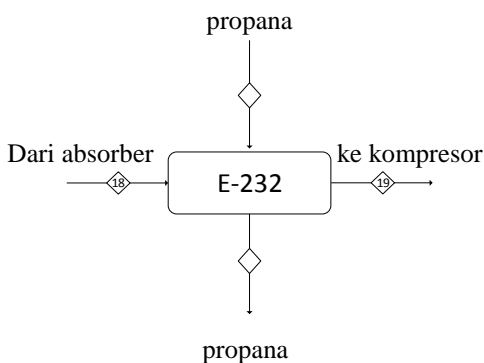
Masuk (kJ)		Keluar (kJ)	
H ₁₆	783.060.171.020,82	H ₁₇	754.439.375.927,13
H _{propana}	-73.355.097.825,14	H _{propana'}	-44.734.302.731,44
	709.705.073.195,69		709.705.073.195,69

7. Cooler (E-235)

Kegunaan : menurunkan suhu biogas dari 34,19-15°C
menuju tangki penyimpanan CMG

Suhu aliran <18> = 34,19°C

Suhu aliran <19> = 15°C



Menghitung entalpi bahan masuk

Aliran <18>			
Komponen	Kmol	$\int C_p dT$ (kJ/kmol)	H = kmol $\int C_p dT$ (kJ)
CH ₄ (g)	5972,64	125.850.666,40	751.660.746.618,54
CO ₂ (g)	100,86	35.934.990,30	3.624.335.454,16
H ₂₁			755.285.082.072,70

Menghitung entalpi bahan keluar

Aliran <19>			
Komponen	Kmol	$\int C_p dT$ (kJ/kmol)	H = kmol $\int C_p dT$ (kJ)
CH ₄ (g)	5.972,64	125.211.677,78	747.844.297.513,19
CO ₂ (g)	100,86	35.371.380,00	3.567.490.780,61
H ₂₂			751.411.788.293,80

$$\begin{aligned}
 Q_{\text{serap}} &= H_{18} & - & H_{19} \\
 &= 755.285.082.072,70 & - & 751.411.788.293,80 \\
 &= 3.873.293.778,90 & \text{kJ}
 \end{aligned}$$

Massa propana yang digunakan

Cp propana = 1,67 kJ/kg.K

ΔT masuk = Tmasuk - Tref

= -103,15 25

= -128,15

ΔH masuk = m Cp ΔT

= m (1,67)(-128,15)

= -214,01 m

ΔT keluar = Tkeluar - Tref

= 53,15 25

= -78,15

ΔH keluar = m Cp ΔT

= m (1,67)(78,15)

= -130,51 m

Qserap = ΔH keluar - ΔH masuk

3.873.293.779 = -130,51 m - -214,01 m

3.873.293.779 = 83,5 m

m = 46.386.751,843kg

Tabel B.8 Neraca panas Cooler

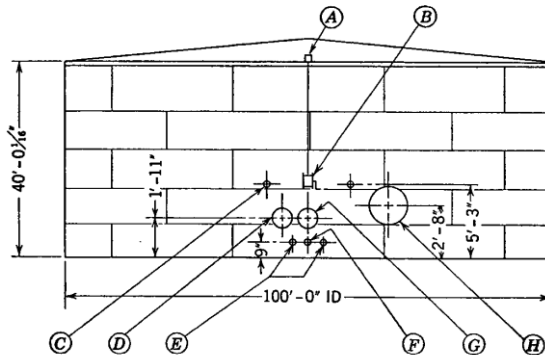
Masuk (kJ)		Keluar (kJ)	
H ₁₈	755.285.082.072,70	H ₁₉	757.435.534.583,74
H _{propana}	-992.7251.955,32	H _{propana}	-6.090.331.604,19
	745.357.830.117,38		751.345.202.979,55

APPENDIKS C

PERHITUNGAN SPESIFIKASI ALAT

1. Tangki Penampung POME (F-111)

- Fungsi : Menampung bahan baku POME
 Tipe : Bejana penyimpan
 Bentuk : Silinder tegak dengan tutup atas berbentuk *conical* ($\alpha = 60^\circ$) dan tutup bawah berbentuk datar
 Bahan konstruksi : *Carbon Steel SA-212 grade A*



Menentukan dimensi tangki

Kapasitas = 542968,010 kg/hari

Densitas campuran = 907 kg/m³
 (Primadani, 2013)

= 56,642 lb/ft³

Waktu tinggal = 30 hari

$$\begin{aligned} \text{Rate volumetrik} &= \frac{\text{rate massa} \times \text{waktu tinggal}}{\text{densitas campuran}} \\ &= \frac{542968,010 \text{ kg/hari} \times 30 \text{ hari}}{907 \text{ kg/m}^3} \\ &= 17959,251 \text{ m}^3 \\ &= 634195,017 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

Disini digunakan 2 buah tangki penampung, dan masing masing tangki terisi penuh

$$\begin{aligned} 1 \text{ tangki} &= \frac{634195,017 \text{ ft}^3}{2} \\ &= 317097,509 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

Menghitung diameter tangki (Di)

$$\text{Asumsi } \frac{H}{D} = 1$$

$$\begin{aligned} V_s &= \frac{\pi \times D_i^2 \times H_s}{4} & (\text{Per 3.1, Brownell \& Young}) \\ &= \frac{\pi \times D_i^2 \times D_i}{4} \\ &= \frac{\pi \times D_i^3}{4} \end{aligned}$$

$$317097,509 = 0,785 D_i^3$$

$$D_i^3 = \frac{317097,509}{0,785}$$

$$D_i^3 = 403945,871$$

$$\begin{aligned} D_i &= 73,922 \text{ ft} \\ &= 22,532 \text{ m} \\ &= 887,074 \text{ in} \end{aligned}$$

Menghitung tinggi tangki (Hs)

$$H_s = D_i$$

$$\begin{aligned} H_s &= 73,922 \text{ ft} \\ &= 22,532 \text{ m} \\ &= 887,074 \text{ in} \end{aligned}$$

Dikarenakan tinggi silinder adalah 73,992 ft → 75 ft, maka digunakan plate dengan lebar 5 ft sebanyak 15 buah.

Distandarkan

$$\begin{aligned} &= 75 \text{ ft} \\ &= 22,860 \text{ m} \\ &= 900 \text{ in} \end{aligned}$$

Volume silinder baru (Vs)

$$\begin{aligned}
 V_s &= \frac{\pi \times D_i^2 \times H_s}{4} && (\text{Per 3.1, Brownell \& Young}) \\
 &= \frac{\pi \times D_i^2 \times D_i}{4} \\
 &= \frac{\pi \times D_i^3}{4} \\
 &= \frac{3,14 \times 75^3}{4} \\
 &= 331171,875 \text{ ft}^3
 \end{aligned}$$

Pengecekan diameter dan tinggi silinder, untuk pengelasan *double welded butt joint* dengan syarat $D \times H > 1720$

$$75 \times 75 = 5625$$

Karena harga $D \times H > 1720$, maka tangki ini merupakan tangki bervolume besar sehingga perhitungan tebal silinder akan berdasarkan *course*.

Menghitung tebal *shell*

Tekanan operasi	= 14,696 psia
Gaya gravitasi	= 9,8 kg/m ²
Densitas POME	= 907 kg/m ³ = 56,622 lb/ft ³
<i>Joint efficiency</i> (E)	= 0,8 (<i>double welded butt join</i>)
<i>Allowable stress</i>	= 16.250 psia
Faktor korosi	= 0,125 in
<i>Allowable welded joint</i>	= $\frac{5}{32}$ in
Diameter (ID)	= 75 ft
	= 22,860 m
	= 900 in
Jari – jari	= 37,5 ft
	= 11,430 m
	= 450 in

Perhitungan course

Course 1 = 75 ft

Course 1 ini adalah *plate* paling terbawah yang menanggung beban terbesar, yaitu tinggi liquid total

$$P_h = \rho \times \frac{H}{144} \quad (\text{Per 3.17, Brownell \& Young})$$

$$= 56,642 \times \frac{75}{144}$$

$$= 29,501 \text{ psia}$$

$$P_{des} = 1-1,2 \times P_h \quad (\text{Danawati, ha 51})$$

$$P_{des} = 1,05 \times 29,501$$

$$P_{des} = 30,976 \text{ psia}$$

$$t_s = \frac{P \times D/2}{f \times E - 0,6 \times P} + C (\text{Per 3.16, Brownell \& Young})$$

$$= \frac{30,976 \times 450}{16.250 \times 0,8 - 0,6 \times 30,976} + 0,125$$

$$= 1,074 + 0,125$$

$$= 1,199 \text{ in}$$

$$= 1,199 \text{ in}$$

$$= 1 \frac{3}{16} \text{ in}$$

Course 2 = 70 ft

$$P_h = \rho \times \frac{H}{144} \quad (\text{Per 3.17, Brownell \& Young})$$

$$= 56,642 \times \frac{70}{144}$$

$$= 27,534 \text{ psia}$$

$$P_{des} = 1-1,2 \times P_h \quad (\text{Danawati, ha 51})$$

$$P_{des} = 1,05 \times 27,534$$

$$P_{des} = 28,911 \text{ psia}$$

$$t_s = \frac{P \times D/2}{f \times E - 0,6 \times P} + C (\text{Per 3.16, Brownell \& Young})$$

$$\begin{aligned}
 &= \frac{28,911 \times 450}{16.250 \times 0,8 - 0,6 \times 28,911} + 0,125 \\
 &= 1,002 + 0,125 \\
 &= 1,127 \text{ in} \\
 &= 1\frac{1}{8} \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Course 3} &= 65 \text{ ft} \\
 P_h &= \rho \times \frac{H}{144} \quad (\text{Per 3.17, Brownell \& Young}) \\
 &= 56,642 \times \frac{65}{144} \\
 &= 25,568 \text{ psia} \\
 P_{des} &= 1-1,2 \times P_h \quad (\text{Danawati, ha 51}) \\
 P_{des} &= 1,05 \times 25,568 \\
 P_{des} &= 26,846 \text{ psia} \\
 t_s &= \frac{P \times D/2}{f \times E - 0,6 \times P} + C (\text{Per 3.16, Brownell \& Young}) \\
 &= \frac{26,846 \times 450}{16.250 \times 0,8 - 0,6 \times 26,846} + 0,125 \\
 &= 0,930 + 0,125 \\
 &= 1,055 \text{ in} \\
 &= 1\frac{1}{16} \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Course 4} &= 60 \text{ ft} \\
 P_h &= \rho \times \frac{H}{144} \quad (\text{Per 3.17, Brownell \& Young}) \\
 &= 56,642 \times \frac{60}{144} \\
 &= 23,601 \text{ psia} \\
 P_{des} &= 1-1,2 \times P_h \quad (\text{Danawati, ha 51}) \\
 P_{des} &= 1,05 \times 23,601
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 P_{des} &= 24,781 \text{ psia} \\
 t_s &= \frac{P \times D/2}{f \times E - 0,6 \times P} + C(\text{Per 3.16, Brownell \& Young}) \\
 &= \frac{24,781 \times 450}{16.250 \times 0,8 - 0,6 \times 24,781} + 0,125 \\
 &= 0,859 + 0,125 \\
 &= 0,984 \text{ in} \\
 &= 1 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Course 5} &= 55 \text{ ft} \\
 P_h &= \rho \times \frac{H}{144} \quad (\text{Per 3.17, Brownell \& Young}) \\
 &= 56,642 \times \frac{55}{144} \\
 &= 21,634 \text{ psia} \\
 P_{des} &= 1-1,2 \times P_h \quad (\text{Danawati, ha 51}) \\
 P_{des} &= 1,05 \times 21,634 \\
 P_{des} &= 22,716 \text{ psia} \\
 t_s &= \frac{P \times D/2}{f \times E - 0,6 \times P} + C(\text{Per 3.16, Brownell \& Young}) \\
 &= \frac{22,716 \times 450}{16.250 \times 0,8 - 0,6 \times 22,716} + 0,125 \\
 &= 0,787 + 0,125 \\
 &= 0,912 \text{ in} \\
 &= \frac{15}{16} \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Course 6} &= 50 \text{ ft} \\
 P_h &= \rho \times \frac{H}{144} \quad (\text{Per 3.17, Brownell \& Young}) \\
 &= 56,642 \times \frac{50}{144} \\
 &= 19,667 \text{ psia}
 \end{aligned}$$

$$P_{des} = 1-1,2 \times P_h \quad (Danawati, ha 51)$$

$$P_{des} = 1,05 \times 19,667$$

$$P_{des} = 20,651 \text{ psia}$$

$$t_s = \frac{P \times D/2}{f \times E - 0,6 \times P} + C \text{ (Per 3.16, Brownell \& Young)}$$

$$= \frac{20,651 \times 450}{16.250 \times 0,8 - 0,6 \times 20,651} + 0,125$$

$$= 0,716 + 0,125$$

$$= 0,841 \text{ in}$$

$$= \frac{13}{16} \text{ in}$$

$$\text{Course 7} = 45 \text{ ft}$$

$$P_h = \rho \times \frac{H}{144} \quad (Per 3.17, Brownell \& Young)$$

$$= 56,642 \times \frac{45}{144}$$

$$= 17,701 \text{ psia}$$

$$P_{des} = 1-1,2 \times P_h \quad (Danawati, ha 51)$$

$$P_{des} = 1,05 \times 17,701$$

$$P_{des} = 18,586 \text{ psia}$$

$$t_s = \frac{P \times D/2}{f \times E - 0,6 \times P} + C \text{ (Per 3.16, Brownell \& Young)}$$

$$= \frac{18,586 \times 450}{16.250 \times 0,8 - 0,6 \times 18,586} + 0,125$$

$$= 0,644 + 0,125$$

$$= 0,769 \text{ in}$$

$$= \frac{3}{4} \text{ in}$$

$$\text{Course 8} = 40 \text{ ft}$$

$$P_h = \rho \times \frac{H}{144} \quad (Per 3.17, Brownell \& Young)$$

$$\begin{aligned}
 &= 56,642 \times \frac{40}{144} \\
 &= 15,734 \text{ psia} \\
 P_{\text{des}} &= 1-1,2 \times P_h && (\text{Danawati, ha 51}) \\
 P_{\text{des}} &= 1,05 \times 15,734 \\
 P_{\text{des}} &= 16,521 \text{ psia} \\
 &= \frac{P \times D/2}{f \times E - 0,6 \times P} + C(\text{Per 3.16, Brownell \& Young}) \\
 t_s &= \frac{16,521 \times 450}{16.250 \times 0,8 - 0,6 \times 16,521} + 0,125 \\
 &= 0,572 + 0,125 \\
 &= 0,697 \text{ in} \\
 &= \frac{11}{16} \text{ in}
 \end{aligned}$$

Course 9

$$\begin{aligned}
 &= 35 \text{ ft} \\
 P_h &= \rho \times \frac{H}{144} && (\text{Per 3.17, Brownell \& Young}) \\
 &= 56,642 \times \frac{35}{144} \\
 &= 13,767 \text{ psia} \\
 P_{\text{des}} &= 1-1,2 \times P_h && (\text{Danawati, ha 51}) \\
 P_{\text{des}} &= 1,05 \times 13,767 \\
 P_{\text{des}} &= 14,456 \text{ psia} \\
 &= \frac{P \times D/2}{f \times E - 0,6 \times P} + C(\text{Per 3.16, Brownell \& Young}) \\
 t_s &= \frac{14,456 \times 450}{16.250 \times 0,8 - 0,6 \times 14,456} + 0,125 \\
 &= 0,501 + 0,125 \\
 &= 0,626 \text{ in} \\
 &= \frac{5}{8} \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Course 10} &= 30 \text{ ft} \\
 P_h &= \rho \times \frac{H}{144} && (\text{Per 3.17, Brownell \& Young}) \\
 &= 56,642 \times \frac{30}{144} \\
 &= 11,800 \text{ psia} \\
 P_{des} &= 1-1,2 \times P_h && (\text{Danawati, ha 51}) \\
 P_{des} &= 1,05 \times 11,800 \\
 P_{des} &= 12,390 \text{ psia} \\
 t_s &= \frac{P \times D/2}{f \times E - 0,6 \times P} + C (\text{Per 3.16, Brownell \& Young}) \\
 &= 0,429 + 0,125 \\
 &= 0,554 \text{ in} \\
 &= \frac{9}{16} \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Course 11} &= 25 \text{ ft} \\
 P_h &= \rho \times \frac{H}{144} && (\text{Per 3.17, Brownell \& Young}) \\
 &= 56,642 \times \frac{25}{144} \\
 &= 9,834 \text{ psia} \\
 P_{des} &= 1-1,2 \times P_h && (\text{Danawati, ha 51}) \\
 P_{des} &= 1,05 \times 9,834 \\
 P_{des} &= 10,325 \text{ psia} \\
 t_s &= \frac{P \times D/2}{f \times E - 0,6 \times P} + C (\text{Per 3.16, Brownell \& Young}) \\
 &= \frac{10,325 \times 450}{16.250 \times 0,8 - 0,6 \times 10,325} + 0,125 \\
 &= 0,358 + 0,125 \\
 &= 0,483 \text{ in} \\
 &= \frac{1}{2} \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Course 12} &= 20 \text{ ft} \\
 P_h &= \rho \times \frac{H}{144} \quad (\text{Per 3.17, Brownell \& Young}) \\
 &= 56,642 \times \frac{20}{144} \\
 &= 7,867 \text{ psia} \\
 P_{des} &= 1-1,2 \times P_h \quad (\text{Danawati, ha 51}) \\
 P_{des} &= 1,05 \times 7,867 \\
 P_{des} &= 8,260 \text{ psia} \\
 t_s &= \frac{P \times D/2}{f \times E - 0,6 \times P} + C (\text{Per 3.16, Brownell \& Young}) \\
 &= 0,286 + 0,125 \\
 &= 0,411 \text{ in} \\
 &= \frac{7}{16} \text{ in}
 \end{aligned}$$

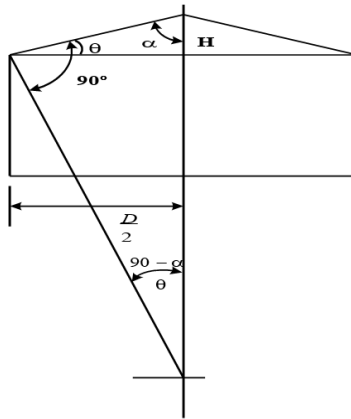
$$\begin{aligned}
 \text{Course 13} &= 15 \text{ ft} \\
 P_h &= \rho \times \frac{H}{144} \quad (\text{Per 3.17, Brownell \& Young}) \\
 &= 56,642 \times \frac{15}{144} \\
 &= 5,9 \text{ psia} \\
 P_{des} &= 1-1,2 \times P_h \quad (\text{Danawati, ha 51}) \\
 P_{des} &= 1,05 \times 5,9 \\
 P_{des} &= 6,195 \text{ psia} \\
 t_s &= \frac{P \times D/2}{f \times E - 0,6 \times P} + C (\text{Per 3.16, Brownell \& Young}) \\
 &= \frac{6,195 \times 450}{16.250 \times 0,8 - 0,6 \times 6,195} + 0,125 \\
 &= 0,215 + 0,125 \\
 &= 0,340 \text{ in} \\
 &= \frac{5}{16} \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Course 14} &= 10 \text{ ft} \\
 P_h &= \rho \times \frac{H}{144} && (\text{Per 3.17, Brownell \& Young}) \\
 &= 56,642 \times \frac{10}{144} \\
 &= 3,933 \text{ psia} \\
 P_{des} &= 1-1,2 \times P_h && (\text{Danawati, ha 51}) \\
 P_{des} &= 1,05 \times 3,933 \\
 P_{des} &= 4,130 \text{ psia} \\
 t_s &= \frac{P \times D/2}{f \times E - 0,6 \times P} + C (\text{Per 3.16, Brownell \& Young}) \\
 &= 0,143 + 0,125 \\
 &= 0,268 \text{ in} \\
 &= \frac{1}{4} \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Course 15} &= 5 \text{ ft} \\
 P_h &= \rho \times \frac{H}{144} && (\text{Per 3.17, Brownell \& Young}) \\
 &= 56,642 \times \frac{5}{144} \\
 &= 1,967 \text{ psia} \\
 P_{des} &= 1-1,2 \times P_h && (\text{Danawati, ha 51}) \\
 P_{des} &= 1,05 \times 1,967 \\
 P_{des} &= 2,065 \text{ psia} \\
 t_s &= \frac{P \times D/2}{f \times E - 0,6 \times P} + C (\text{Per 3.16, Brownell \& Young}) \\
 &= \frac{2,065 \times 450}{16.250 \times 0,8 - 0,6 \times 2,065} + 0,125 \\
 &= 0,071 + 0,125 \\
 &= 0,196 \text{ in} \\
 &= \frac{3}{16} \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{ID} &= 900 \text{ in} \\
 \text{OD} &= \text{ID} + 2 \text{ ts} \\
 &= 900 + 2 \times 1,199 \\
 &= 900 + 2,398 \\
 &= 902,298 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Menentukan tebal head



Digunakan tutup atas *conical* ($\alpha = 60^\circ$)

$$\text{th} = \frac{P \times D}{2 \cos \theta \times (f \times E - 0,6 \times P)} + C \quad (\text{Per } 4.154, \text{ Brownell \& Young})$$

$$\text{th} = \frac{2,065 \times 900}{2 \times \cos 60 \times (16.250 \times 0,8 - 0,6 \times 2,065)} +$$

0,125

$$\text{th} = 0,268 \text{ in}$$

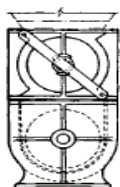
$$= \frac{1}{4} \text{ in}$$

Kesimpulan spesifikasi alat

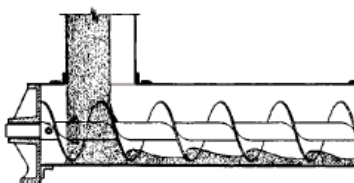
Kapasitas	= 2477496,797 gal
Bentuk	= Silinder tegak dengan tutup atas berbentuk <i>konis</i> ($\alpha = 60^\circ$) dan tutup bawah berbentuk datar
Diameter tangki	= 75 ft
Tinggi tangki	= 75 ft
Tebal <i>shell</i>	= 1 3/16 in
Tebal <i>head</i>	= 1/4 in
Bahan konstruksi	= <i>Carbon steel</i> SA-283 grade B
Jenis sambungan las	= <i>Double welded butt joint</i>
Jumlah	= 2

2. *Screw Conveyor (J-112)*

Fungsi	: Memindahkan bahan NaHCO_3 menuju <i>mixer</i> netralisasi.
Tipe	: <i>Plain spoutes or chutes</i>
Kapasitas	: 3,34 ft ³ /jam



Tampan depan



Tampak samping

Mass rate	= 206,05 kg/jam	= 454,248 lb/jam
ρ bahan	= 2.200 kg/m ³	= 137,342 lb/ft ³
	458,326 lb/jam	
Volume rate	= $\frac{458,326 \text{ lb/jam}}{137,342 \text{ lb/ft}^3}$	
	= 3,31 ft ³ /jam	= 0,05512 ft ³ /menit
Untuk densitas	= 137,342 lb/jam	
Bahan termasuk kelas D dengan F= 2		
(Tabel 16.6, Badger)		

$$Power\ motor = \frac{C \times L \times W \times F}{33.000}$$

(Pers 16.4, Badger)

Keterangan

C = Kasitas (ft³/menit)

L = Panjang *conveyor* (ft)

W = Densitas bahan (lb/ft³)

F = Faktor bahan

Asumsi pangan *conveyor* 20 ft

(Tabel 4-4, Ulrich)

$$Power\ motor = \frac{0,05512 \times 20 \times 137,342 \times 2}{33.000}$$
$$= 0,009\ hp$$

Untuk *power motor* kurang dari 2 hp, maka dikalikan 2

(Hal 713, Badger)

$$Power\ motor = 2 \times 0,021\ hp$$
$$= 0,042\ hp \sim 1\ hp$$

Effisiensi motor 100 %

Dari tabel *Badger figure* 16-20 untuk kapasitas 3,31 ft³/jam maka digunakan ukuran

Diameter = 6 in

Kecepatan = 21 rpm

Kesimpulan spesifikasi alat

Type = Plain spoutes or chutes

Kapasitas = 3,31 ft³/jam

Panjang = 20 ft

Diameter = 6 in

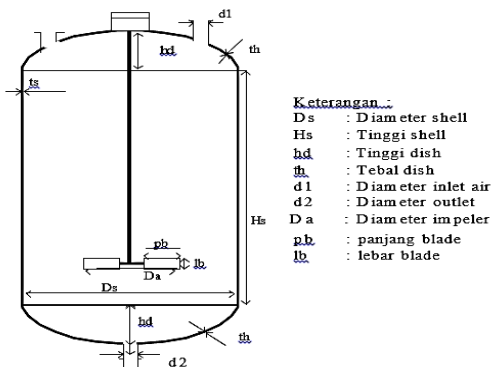
Kecepatan putar = 21 rpm

Power = 1 hp

Jumlah = 1 buah

3. Mixer Netralisasi (M-110)

- Fungsi : Menetralkan POME pH 4-5 menjadi 7
 Bentuk : Silinder tegak dengan atap berbentuk *flanged torispherical head with butt welded*, berpengaduk *six blade turbine*
 Bahan konstruksi : *Carbon Steel SA-283 grade B*



Menentukan dimensi tangki

	Massa (kg/jam)	Fraksi (x)	ρ (kg/m ³)	x/ ρ
POME	22623,667	0,9049	907	0,0009977
NaHCO ₃	8,585	0,0003	2159	0,0000002
H ₂ O	2368,209	0,0947	995	0,0000952
	25000,462	1,0000		0,0010931

$$\text{Densitas campuran} = \frac{1}{\sum \frac{x}{\rho}}$$

$$= \frac{1}{0,0010931}$$

$$= 914,847 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{Volume campuran} = \frac{\text{massa}}{\text{densitas campuran}}$$

$$\begin{aligned}
 &= \frac{25000,462 \text{ kg}}{914,847 \text{ kg/m}^3} \\
 &= 27,327 \text{ m}^3 \\
 \text{Waktu tinggal} &= 3 \text{ jam} \\
 \text{Rate Volumetrik} &= \frac{\text{rate massa x waktu tinggal}}{\text{densitas campuran}} \\
 &= \frac{25000,462 \text{ kg/jam} \times 3 \text{ jam}}{914,847 \text{ kg/m}^3} \\
 &= 81,982 \text{ m}^3 \\
 &= 2895,186 \text{ ft}^3 \\
 \text{Safety factor} &= 20 \% \quad (\text{Tabel 6, Timmerhaus}) \\
 \text{Volume tangki} &= \frac{\text{volume bahan}}{0,8} \\
 &= \frac{81,982}{0,8} \\
 &= 102,478 \text{ m}^3 \\
 &= 3618,983 \text{ ft}^3
 \end{aligned}$$

Menghitung diameter tangki (Di)

$$\begin{aligned}
 \text{Asumsi } \frac{H}{D} &= 1,5 \quad (\text{Tabel 4-18, Ulrich}) \\
 V_s &= \frac{\pi \times D_i^2 \times H_s}{4} \quad (\text{Per 3.1, Brownell \& Young}) \\
 &= \frac{\pi \times D_i^2 \times 1,5 D_i}{4} \\
 &= \frac{\pi \times 1,5 D_i^3}{4} \\
 &= 1,178 D_i^3
 \end{aligned}$$

Volume dishead head (Vh) torispherical

$$\begin{aligned}
 V_h &= 2 \times 0,000049 D_i^3 \quad (\text{Per 5.11, Brownell \& Young}) \\
 &= 0,000098 D_i^3
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 V \text{ tangki} &= V_s + V_h \\
 3618,983 &= 1,178 D_i^3 + 0,000098 D_i^3 \\
 3618,983 &= 1,178098 D_i^3 \\
 D_i^3 &= \frac{3618,983}{1,178098} \\
 D_i^3 &= 3073,190 \\
 D_i &= 14,539 \text{ ft} \\
 &= 4,431 \text{ m} \\
 &= 174,468 \text{ in} \\
 \text{Distandarkan} &= 16 \text{ ft} \\
 &= 4,877 \text{ m} \\
 &= 192 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Menghitung tinggi tangki (Hs)

$$\begin{aligned}
 H_s &= 1,5 D_i \\
 H_s &= 24 \text{ ft} \\
 &= 7,315 \text{ m} \\
 &= 288 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Dikarenakan tinggi silinder adalah 24 ft, maka digunakan *plate* dengan dengan lebar 8 ft sebanyak 3 buah.

Volume silinder baru (Vs)

$$\begin{aligned}
 V_s &= \frac{\pi \times D_i^2 \times H_s}{4} & (\text{Per 3.1, Brownell \& Young}) \\
 &= \frac{\pi \times D_i^2 \times D_i}{4} \\
 &= \frac{3,14 \times 16^2 \times 24}{4} \\
 &= 4.8223,040 \text{ ft}^3
 \end{aligned}$$

Pengecekan diameter dan tinggi silinder, untuk pengelasan *double welded butt joint* dengan syarat $D \times H > 1720$

$$16 \times 24 = 384$$

Karena harga $D \times xH < 1720$, maka tangki ini merupakan tangki bervolume kecil sehingga perhitungan tebal silinder akan berdasarkan *course*.

Menghitung tebal *shell*

Tekanan operasi	= 14,696 psia
Gaya gravitasi	= 9,8 kg/m ²
Densitas campuran	= 914,847 kg/m ³ = 57,132 lb/ft ³
<i>Joint efficiency</i> (E)	= 0,8 (<i>double welded butt join</i>)
<i>Allowable stress</i>	= 11.500 psia
Faktor korosi	= 0,125 in
<i>Allowable welded joint</i>	= $\frac{5}{32}$ in
Diameter (ID)	= 16 ft
	= 4,877 m
	= 192 in
Jari – jari	= 8 ft
	= 2,438 m
	= 96 in

Perhitungan *course*

Course 1 = 24 ft

Course 1 ini adalah *plate* paling terbawah yang menanggung beban terbesar, yaitu tinggi liquid total

$$\begin{aligned}
 P_h &= \rho \times \frac{H}{144} && (\text{Per 3.17, Brownell \& Young}) \\
 &= 57,132 \times \frac{24}{144} \\
 &= 9,522 \text{ psia} \\
 P_{\text{total}} &= P_{\text{op}} + P_h \\
 &= 14,696 + 9,522 \\
 &= 24,218 \text{ psia} \\
 P_{\text{des}} &= 1-1,2 \times P_h && (\text{Danawati, ha 51}) \\
 P_{\text{des}} &= 1,05 \times 24,218 \\
 P_{\text{des}} &= 25,429 \text{ psia}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 t_s &= \frac{P \times D/2}{f \times E - 0,6 \times P} + C(\text{Per 3.16, Brownell \& Young}) \\
 &= \frac{25,429 \times 96}{11.500 \times 0,8 - 0,6 \times 25,429} + 0,125 \\
 &= 0,266 + 0,125 \\
 &= 0,391 \text{ in} \\
 &= \frac{3}{8} \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Course 2} &= 16 \text{ ft} \\
 P_h &= \rho \times \frac{H}{144} \quad (\text{Per 3.17, Brownell \& Young})
 \end{aligned}$$

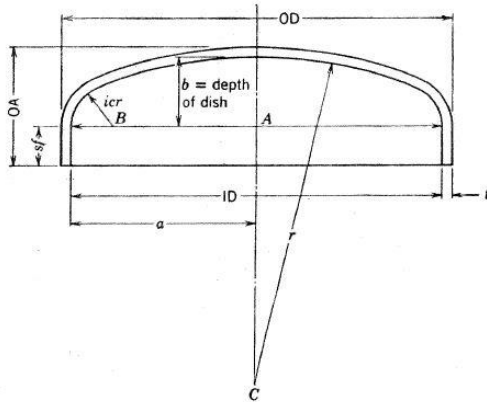
$$\begin{aligned}
 &= 57,132 \times \frac{16}{144} \\
 &= 6,348 \text{ psia} \\
 P_{\text{total}} &= P_{\text{op}} + P_h \\
 &= 14,696 + 6,348 \\
 &= 21,044 \text{ psia} \\
 P_{\text{des}} &= 1-1,2 \times P_h \quad (\text{Danawati, ha 51}) \\
 P_{\text{des}} &= 1,05 \times 21,044 \\
 P_{\text{des}} &= 22,096 \text{ psia}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 t_s &= \frac{P \times D/2}{f \times E - 0,6 \times P} + C(\text{Per 3.16, Brownell \& Young}) \\
 &= \frac{22,096 \times 96}{11.500 \times 0,8 - 0,6 \times 22,096} + 0,125 \\
 &= 0,231 + 0,125 \\
 &= 0,356 \text{ in} \\
 &= \frac{3}{8} \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Course 3} &= 8 \text{ ft} \\
 P_h &= \rho \times \frac{H}{144} \quad (\text{Per 3.17, Brownell \& Young})
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 &= 57,132 \times \frac{8}{144} \\
 &= 3,174 \text{ psia} \\
 P_{\text{total}} &= P_{\text{op}} + P_{\text{h}} \\
 &= 14,696 + 3,174 \\
 &= 17,870 \text{ psia} \\
 P_{\text{des}} &= 1-1,2 \times P_{\text{h}} & (\text{Danawati, ha 51}) \\
 P_{\text{des}} &= 1,05 \times 17,870 \\
 P_{\text{des}} &= 18,763 \text{ psia} \\
 &= \frac{P \times D/2}{f \times E - 0,6 \times P} + C(\text{Per 3.16, Brownell \& Young}) \\
 t_s &= \frac{18,763 \times 96}{11.500 \times 0,8 - 0,6 \times 18,763} + 0,125 \\
 &= 0,196 + 0,125 \\
 &= 0,321 \text{ in} \\
 &= \frac{5}{16} \text{ in}
 \end{aligned}$$

Tebal dishead head penutup torispherical

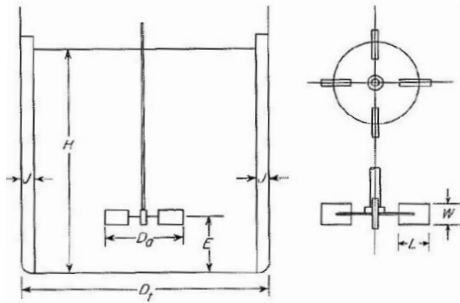


$$\begin{aligned}
 ID &= 192 \text{ in} \\
 OD &= 192 + 2 \times 0,391 \\
 OD &= 192,784 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 R_c &= 170 \text{ in} \\
 I_{cr} &= 11,5 \text{ in} \\
 t_s &= \frac{0,885 P \times r_c}{f \times E - 0,1 \times P} + C \quad (\text{Per 3.12, Brownell \& Young}) \\
 &= \frac{0,885 \times 18,763 \times 170}{11.500 \times 0,8 - 0,1 \times 18,763} + 0,125 \\
 &= 0,307 + 0,125 \\
 &= 0,432 \text{ in} \\
 &= \frac{3}{8} \text{ in} \\
 S_f &= 3 \text{ in} \\
 I_{cr} &= 1 \frac{1}{8} \text{ in} \\
 r &= 170 \text{ in} \\
 a &= \frac{ID}{2} \\
 &= \frac{192}{2} \\
 a &= 96 \text{ in} \\
 AB &= a - i_{cr} \\
 &= 96 - 1 \frac{1}{8} \text{ in} \\
 &= 94,876 \text{ in} \\
 BC &= r - i_{cr} \\
 &= 170 - 1 \frac{1}{8} \text{ in} \\
 &= 168,875 \text{ in} \\
 b &= r - (BC^2 - AB^2)^{0,5} \\
 &= 170 - (168,875^2 - 94,876^2)^{0,5} \\
 &= 170 - 139,704 \\
 &= 30,296 \text{ in} \\
 OA &= t + b + s_f \\
 &= 0,432 + 30,296 + 3 \\
 &= 33,728 \text{ in} = 0,744 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Menghitung ukuran pengaduk

Jenis pengaduk = *six blade open turbin*



Menurut Geankoplis (1993) tabel 3.4-1, dimensi turbin standart :

$$\frac{D_a}{D_t} = 0,333 \quad ; D_a = 0,333 \times 16 = 5,333 \text{ ft}$$

$$\frac{E}{D_a} = 1 \quad ; E = 5,333 \text{ ft}$$

$$\frac{L}{D_a} = 0,25 \quad ; L = 0,25 \times 5,333 = 1,333 \text{ ft}$$

$$\frac{W}{D_a} = 0,2 \quad ; W = 0,2 \times 5,333 = 1,067 \text{ ft}$$

$$\frac{J}{D_t} = \frac{1}{12} \quad ; J = \frac{1}{12} \times 16 = 1,333 \text{ ft}$$

Dimana :

D_t = diameter tangki (ft)

D_a = diameter pengaduk (ft)

E = tinggi turbin dari dasar tangki (ft)

L = panjang *blade* pada turbin (ft)

W = lebar *blade* pada turbin (ft)

J = lebar *baffle*

Kebutuhan *power* pengaduk

Diameter pengaduk = 5,333 ft = 1,626 m

Kecepatan putar = 100 rpm = 1,667 rps

Viskositas campuran = 26,993 cp = 0,027 pa.s = 0,018 lbm/ft.s

$$\begin{aligned} NRe &= \frac{\rho \times Da^2 \times N}{\mu} && (Pers\ 3.4-1,\ Geankoplis) \\ &= \frac{914,847 \times 1,626^2 \times 1,667}{0,027} \\ &= 149.270,248 \end{aligned}$$

$NRe > 10.000$, maka aliran turbulen

$Np = 5$ (Fig 3.4-5, Geankoplis)

$$\begin{aligned} Power\ pengaduk &= Np \times \rho \times N^3 \times Da^5 && (Pers\ 3.4-2,\ Geankoplis) \\ &= 5 \times 914,847 \times 1,667^3 \times 1,626^5 \\ &= 240.399,146\ J/s \\ &= 240,399\ kWh \\ &= 322,808\ hp.h \end{aligned}$$

Menghitung diameter pipa *inlet* dan *outlet*

Inlet dan *outlet* pipa sama

Aliran turbulen

$$Di, opt = 3,9 \times Qf^{0,45} \times \rho^{0,13} \quad (Pers\ 15,\ Timmerhaus)$$

Keterangan

Di, opt = diamter optimum dalam pipa (in)

Qf = flowrate liquid (ft³/s)

ρ = densitas (lbm/ft³)

$$Qf = 27,327\ m^3/jam = 0,268\ ft^3/s$$

$$\rho = 914,847\ kg/m^3 = 57,132\ lb/ft^3$$

$$Di, opt = 3,9 \times 0,268^{0,45} \times 57,132^{0,13}$$

$$= 3,9 \times 0,553 \times 1,692$$

$$= 3,649\ in$$

Dari *Geankoplis appendix A.51, 3th edittion* ditentukan
normal size : 4 in sch 40

Didapatkan :

$$\begin{aligned}\text{OD} &= 4,5 \text{ in} &= 0,114 \text{ m} \\ \text{ID} &= 4,026 \text{ in} &= 0,102 \text{ m} \\ A &= 0,0884 \text{ ft}^2 &= 0,008 \text{ m}^2\end{aligned}$$

Cek jenis aliran

$$\begin{aligned}\text{Kecepatan aliran (v)} &= \frac{Q}{A} \\ &= \frac{27,327}{0,008} \\ &= 3.327,498 \text{ m/jam}\end{aligned}$$

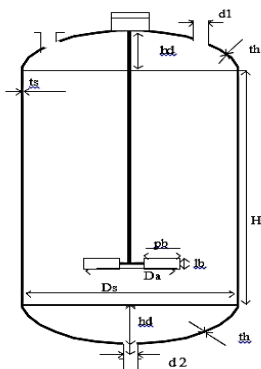
$$\begin{aligned}\text{NRe} &= \frac{\rho \times \text{Da} \times v}{\mu} \\ &= \frac{914,847 \times 0,114 \times 3.327,498}{0,027} \\ &= 12.890.243,579 \text{ (memenuhi)}\end{aligned}$$

Kesimpulan spesifikasi alat

Kapasitas	= 36.081,162 gal
Bentuk	= Silinder tegak dengan atap berbentuk <i>flanged torispherical head with butt welded</i> , berpengaduk <i>six blade turbin</i>
Diameter tangki	= 16 ft
Tinggi tangki	= 24 ft
Tebal <i>shell</i>	= 3/8 in
Tebal <i>head</i>	= 3/8 in
Bahan kontruksi	= <i>Carbon Steel SA-283 grade B</i>
Jenis sambungan las	= <i>Double welded butt joint</i>
Jenis impeler	= <i>six blade open turbin</i>
Jumlah	= 1

4. Reaktor CSTR (R-120)

- Fungsi : Mengkonversi POME menjadi biogas
 Bentuk : Silinder tegak dengan atap berbentuk *flanged torispherical head with butt welded*, berpengaduk *six blade turbine*
 Bahan konstruksi : *Carbon Steel SA-283 grade B*



Keterangan...

- D_s : Diam eter shell
 H_s : Tinggi shell
 h_d : Tinggi dish
 t_h : Tebal dish
 d_1 : Diam eter inlet air
 d_2 : Diam eter outlet
 D_a : Diam eter impeler
 p_b : panjang blade
 l_b : lebar blade

Menentukan dimensi tangki

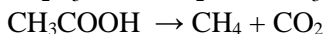
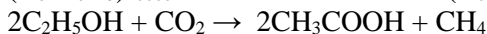
	Massa (kg/jam)	Fraksi (x)	ρ (kg/m ³)	x/ρ
POME	22618,659	0,9047	907	0,0009975
NaHCO ₃	7,257	0,0003	2.671	0,0000001
CO ₂	4,497	0,0002	1,636	0,0001100
H ₂ O	2370,049	0,0948	985,655	0,0000962
	25000,462	1,0000	4565,291	0,0012037

$$\begin{aligned} \text{Densitas campuran} &= \frac{1}{\sum \frac{x}{\rho}} \\ &= \frac{1}{0,0012037} \\ &= 830,744 \text{ kg/m}^3 \end{aligned}$$

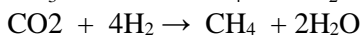
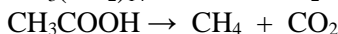
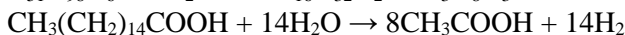
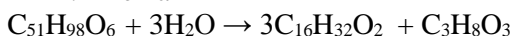
$$\begin{aligned}\text{Volume campuran} &= \frac{\text{massa}}{\text{densitas campuran}} \\ &= \frac{25000,462 \text{ kg}}{830,744 \text{ kg/m}^3} \\ &= 30,094 \text{ m}^3 \\ \text{Waktu tinggal} &= 6 \text{ hari}\end{aligned}$$

Persamaan reaksi yang digunakan

1. Karbohidrat



2. Lemak



Menghitung volume reaktor

$$t = N_{ao} \int_0^{X_a} \frac{dX_a}{(-r_A)_v}$$

$$V = \frac{N_{ao}}{t} \times \int_0^{X_a} \frac{dX_a}{(-r_A)} \quad (\text{Pers 92, Levenspiel})$$

V = volume reaktor

xa = konversi reaksi

$N_{ao} = \frac{\text{massa karbohidrat} + \text{massa lemak}}{\text{BM karbohidrat} + \text{BM lemak}}$

$$= \frac{193.004,199 + 92.077,390}{1.620.000 + 806}$$

$$= \frac{285.081,590}{1.620.806}$$

$$= 0,176 \text{ kmol}$$

$$= 175,889 \text{ mol}$$

$$\begin{aligned}
 C_{ao} &= \frac{\text{mol mula-mula}}{\text{volume campuran}} \\
 &= \frac{0,176}{30,094} \\
 &= 0,006 \text{ kmol/m}^3 \\
 k &= 0,056 \quad (\text{Masriani, 2015})
 \end{aligned}$$

Konversi reaksi reaktor CSTR termofilik 90%

$$\begin{aligned}
 V &= \frac{N_{ao}}{t} \times \int_0^{X_a} \frac{dX_a}{(-r_A)} \\
 &\quad (\text{Pers 92, Levenspiel}) \\
 &= \frac{N_{ao}}{t} \times \int_0^{X_a} \frac{dX_a}{k C_{ao} (1-X_a)} \\
 &= \frac{N_{ao}}{t k C_{ao}} \times \int_0^{X_a} \frac{dX_a}{(1-X_a)} = \frac{dX_a}{(1-X_a)} = \ln (1 - X_a) \\
 &= \frac{N_{ao}}{t \times k \times C_{ao}} \times \ln (1-X_a)_0^{0,9} \\
 &= \frac{N_{ao}}{t \times k \times C_{ao}} \times \ln (1-0,9) - (1-0) \\
 &= \frac{0,176}{144 \times 0,056 \times 0,006} \times \ln \frac{0,1}{1} \\
 &= 3,732 \times 2,303 \\
 &= 8,593 \text{ m}^3 \\
 &= 303,460 \text{ ft}^3
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Safety factor} &= 20 \% \quad (\text{Tabel 6, Timmerhaus}) \\
 \text{Volume bahan} &= \text{volume reaktor} \times 0,8 \\
 &= 8,593 \times 0,8 \\
 &= 6,874 \text{ m}^3 \\
 &= 242,768 \text{ ft}^3
 \end{aligned}$$

Menghitung diameter tangki (Di)

$$\text{Asumsi } \frac{H}{D} = 2 \quad (\text{Tabel 4-18, Ulrich})$$

$$\begin{aligned} V_s &= \frac{\pi \times D_i^2 \times H_s}{4} \quad (\text{Per 3.1, Brownell \& Young}) \\ &= \frac{\pi \times D_i^2 \times 2 D_i}{4} \\ &= \frac{\pi \times 2 D_i^3}{4} \\ &= 1,570 D_i^3 \end{aligned}$$

Volume dishead head (Vh) torispherical

$$\begin{aligned} V_h &= 2 \times 0,000049 D_i^3 \quad (\text{Per 5.11, Brownell \& Young}) \\ &= 0,000098 D_i^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} V \text{ tangki} &= V_s + V_h \\ 303,460 &= 1,570 D_i^3 + 0,000098 D_i^3 \\ 303,460 &= 1,570098 D_i^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} D_i^3 &= \frac{303,460}{1,570} \\ &= 193,275 \\ D_i &= 5,782 \text{ ft} \\ &= 1,762 \text{ m} \\ &= 69,382 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Distandarkan} &= 8 \text{ ft} \\ &= 2,438 \text{ m} \\ &= 96 \text{ in} \end{aligned}$$

Menghitung tinggi tangki (Hs)

$$\begin{aligned} H_s &= 2 D_i \\ H_s &= 16 \text{ ft} \\ &= 4,877 \text{ m} \\ &= 192 \text{ in} \end{aligned}$$

Dikarenakan tinggi silinder adalah 16 ft, maka digunakan *plate* dengan dengan lebar 8 ft sebanyak 2 buah.

Volume silinder baru (Vs)

$$\begin{aligned}
 V_s &= \frac{\pi \times D_i^2 \times H_s}{4} && (\text{Per 3.1, Brownell \& Young}) \\
 &= \frac{\pi \times D_i^2 \times D_i}{4} \\
 &= \frac{3,14 \times 8^2 \times 16}{4} \\
 &= 803,840 \text{ ft}^3
 \end{aligned}$$

Pengecekan diameter dan tinggi silinder, untuk pengelasan *double welded butt joint* dengan syarat $D \times H > 1720$

$$8 \times 16 = 128$$

Karena harga $D \times H < 1720$, maka tangki ini merupakan tangki bervolume kecil sehingga perhitungan tebal silinder akan berdasarkan *course*.

Menghitung tebal *shell*

Tekanan operasi	= 14,696 psia
Gaya gravitasi	= 9,8 kg/m ²
Densitas campuran	= 830,744 kg/m ³ = 51,880 lb/ft ³
<i>Joint efficiency</i> (E)	= 0,8 (<i>double welded butt join</i>)
<i>Allowable stress</i>	= 10.350 psia
Faktor korosi	= 0,125 in
<i>Allowable welded joint</i>	= $\frac{5}{32}$ in
Diameter (ID) = 8 ft	
	= 2,438 m
	= 96 in
Jari – jari	= 4 ft
	= 1,219 m
	= 48 in

Perhitungan course

$$\text{Course 1} = 16 \text{ ft}$$

Course 1 ini adalah *plate* paling terbawah yang menanggung beban terbesar, yaitu tinggi liquid total

$$P_h = \rho \times \frac{H}{144} \quad (\text{Per 3.17, Brownell \& Young})$$

$$= 51,880 \times \frac{16}{144}$$

$$= 5,764 \text{ psia}$$

$$P_{\text{total}} = P_{\text{op}} + P_h$$

$$= 14,696 + 5,764$$

$$= 20,460 \text{ psia}$$

$$P_{\text{des}} = 1-1,2 \times P_h \quad (\text{Danawati, ha 51})$$

$$P_{\text{des}} = 1,05 \times 20,460$$

$$P_{\text{des}} = 21,483 \text{ psia}$$

$$t_s = \frac{P \times D/2}{f \times E - 0,6 \times P} + C \quad (\text{Per 3.16, Brownell \& Young})$$

$$= \frac{21,483 \times 48}{10,350 \times 0,8 - 0,6 \times 21,483} + 0,125$$

$$= 0,125 + 0,125$$

$$= 0,250 \text{ in}$$

$$= \frac{1}{4} \text{ in}$$

$$= \frac{1}{4} \text{ in}$$

$$\text{Course 2} = 8 \text{ ft}$$

$$P_h = \rho \times \frac{H}{144} \quad (\text{Per 3.17, Brownell \& Young})$$

$$= 51,880 \times \frac{8}{144}$$

$$= 2,882 \text{ psia}$$

$$P_{\text{total}} = P_{\text{op}} + P_h$$

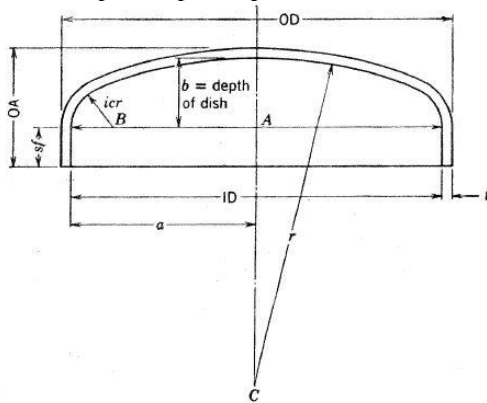
$$= 14,696 + 2,882$$

$$= 17,578 \text{ psia}$$

$$P_{\text{des}} = 1-1,2 \times P_h \quad (\text{Danawati, ha 51})$$

$$\begin{aligned}
 P_{des} &= 1,05 \times 17,578 \\
 P_{des} &= 18,457 \text{ psia} \\
 t_s &= \frac{P \times D/2}{f \times E - 0,6 \times P} + C \text{ (Per 3.16, Brownell & Young)} \\
 &= \frac{18,457 \times 48}{10.350 \times 0,8 - 0,6 \times 18,457} + 0,125 \\
 &= 0,107 + 0,125 \\
 &= 0,232 \text{ in} \\
 &= \frac{1}{4} \text{ in}
 \end{aligned}$$

Tebal dishead head penutup torispherical

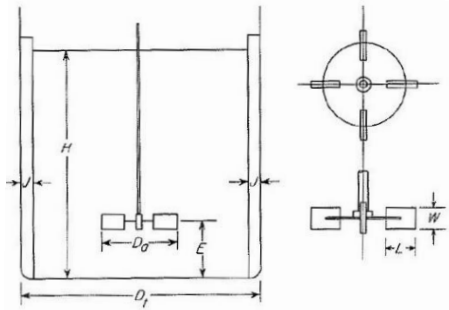


$$\begin{aligned}
 ID &= 96 \text{ in} \\
 OD &= 96 + 2 \times 0,250 \\
 OD &= 96,5 \text{ in} \\
 Rc &= 96 \text{ in} \\
 Icr &= 5,875 \text{ in} \\
 t_s &= \frac{0,885 P \times rc}{f \times E - 0,1 \times P} + C \quad \text{(Per 3.12, Brownell & Young)} \\
 &= \frac{0,885 \times 18,457 \times 96}{10.350 \times 0,8 - 0,1 \times 18,457} + 0,125 \\
 &= 0,189 + 0,125
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 &= 0,314 \text{ in} \\
 &= \frac{3}{8} \text{ in} \\
 \text{Sf} &= 3 \text{ in} \\
 \text{Icr} &= 1 \frac{1}{8} \text{ in} \\
 r &= 96 \text{ in} \\
 a &= \frac{\text{ID}}{2} \\
 a &= \frac{96}{2} \\
 a &= 48 \text{ in} \\
 \text{AB} &= a - \text{icr} \\
 &= 48 - 1 \frac{1}{8} \text{ in} \\
 &= 46,875 \text{ in} \\
 \text{BC} &= r - \text{icr} \\
 &= 96 - 1 \frac{1}{8} \text{ in} \\
 &= 94,875 \text{ in} \\
 b &= r - (\text{BC}^2 - \text{AB}^2)^{0,5} \\
 &= 96 - (94,875^2 - 46,875^2)^{0,5} \\
 &= 96 - 82,486 \\
 &= 13,514 \text{ in} \\
 \text{OA} &= t + b + \text{sf} \\
 &= 0,314 + 13,514 + 3 \\
 &= 16,828 \text{ in} = 0,744 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Menghitung ukuran pengaduk

Jenis pengaduk = *six blade open turbin*



Menurut Geankoplis (1993) tabel 3.4-1, dimensi turbin standart :

$$\frac{D_a}{D_t} = 0,333 \quad ; D_a = 0,333 \times 8 = 2,667 \text{ ft}$$

$$\frac{E}{D_a} = 1 \quad ; E = 2,667 \text{ ft}$$

$$\frac{L}{D_a} = 0,25 \quad ; L = 0,25 \times 2,667 = 0,667 \text{ ft}$$

$$\frac{W}{D_a} = 0,2 \quad ; W = 0,2 \times 2,667 = 0,533 \text{ ft}$$

$$\frac{J}{D_t} = \frac{1}{12} \quad ; J = \frac{1}{12} \times 8 = 0,667 \text{ ft}$$

Dimana :

D_t = diameter tangki (ft)

D_a = diameter pengaduk (ft)

E = tinggi turbin dari dasar tangki (ft)

L = panjang *blade* pada turbin (ft)

W = lebar *blade* pada turbin (ft)

J = lebar *baffle*

Kebutuhan *power* pengaduk

Diameter pengaduk = 2,667 ft = 0,813 m

Kecepatan putar = 100 rpm = 1,667 rps

Viskositas campuran = 26,949 cp = 0,027 pa.s = 0,018 lbm/ft.s

$$\begin{aligned} NRe &= \frac{\rho \times Da^2 \times N}{\mu} && (Pers\ 3.4-1,\ Geankoplis) \\ &= \frac{830,744 \times 0,813^2 \times 1,667}{0,027} \\ &= 33.941,648 \end{aligned}$$

$NRe > 10.000$, maka aliran turbulen

$Np = 5$ (Fig 3.4-5, Geankoplis)

$$\begin{aligned} Power\ pengaduk &= Np \times \rho \times N^3 \times Da^5 && (Pers\ 3.4-2,\ Geankoplis) \\ &= 5 \times 830,744 \times 1,667^3 \times 0,813^5 \\ &= 6.821,848\ J/s \\ &= 6,822\ kWh \\ &= 9,160\ hp.h \end{aligned}$$

Menghitung diameter pipa *inlet* dan *outlet*

Inlet dan *outlet* pipa sama

Aliran turbulen

$$Di, opt = 3,9 \times Qf^{0,45} \times \rho^{0,13} \quad (Pers\ 15,\ Timmerhaus)$$

Keterangan

Di, opt = diamter optimum dalam pipa (in)

Qf = flowrate liquid (ft³/s)

ρ = densitas (lbm/ft³)

$$Qf = 30,094\ m^3/jam = 0,295\ ft^3/s$$

$$\rho = 830,744\ kg/m^3 = 51,880\ lb/ft^3$$

$$\begin{aligned} Di, opt &= 3,9 \times 0,295^{0,45} \times 51,880^{0,13} \\ &= 3,9 \times 0,578 \times 1,671 \\ &= 3,763\ in \end{aligned}$$

Dari *Geankoplis appendix A.51, 3th edittion* ditentukan normal size : 4 in sch 40

Didapatkan :

$$\begin{aligned} \text{OD} &= 4,5 \text{ in} &= 0,114 \text{ m} \\ \text{ID} &= 4,026 \text{ in} &= 0,102 \text{ m} \\ A &= 0,0884 \text{ ft}^2 &= 0,008 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

Cek jenis aliran

$$\begin{aligned} \text{Kecepatan aliran (v)} &= \frac{Q}{A} \\ &= \frac{30,094}{0,008} \\ &= 3.664,364 \text{ m/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{NRe} &= \frac{\rho \times \text{Da} \times v}{\mu} \\ &= \frac{830,744 \times 0,114 \times 3.664,364}{0,027} \\ &= 12.911.054,183 \text{ (memenuhi)} \end{aligned}$$

Menghitung ukuran jaket pemanas

Jarak *shell* dengan jaket ditentukan : 2 in

$$\begin{aligned} \text{ID}_{\text{jacket}} &= \text{ODs} + 2 \times t_j \\ &= 96,5 + 2 \times 2 \\ &= 100,5 \text{ in} \\ &= 8,375 \text{ ft} \end{aligned}$$

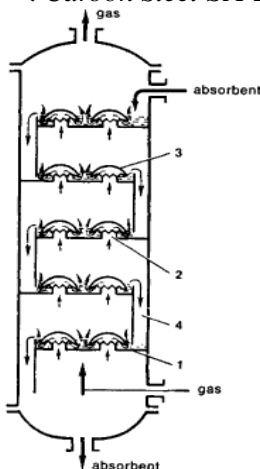
$$\begin{aligned} t_s &= \frac{P \times D/2}{f \times E} + C \quad (\text{Per 3.16, Brownell \& Young}) \\ &= \frac{21,483 \times 48}{10.350 \times 0,8} + 0,125 \\ &= 0,125 + 0,125 \\ &= 0,250 \text{ in} \\ &= \frac{1}{4} \text{ in} \end{aligned}$$

Kesimpulan spesifikasi alat

Kapasitas	= 6.013,527 gal
Bentuk	= Silinder tegak dengan atap berbentuk <i>flanged torispherical head with butt welded</i> , berpengaduk <i>six blade turbin</i>
Diameter tangki	= 8 ft
Tinggi tangki	= 16 ft
Tebal <i>shell</i>	= 1/4 in
Tebal <i>head</i>	= 3/8 in
Tebal <i>jacket</i>	= 1/4 in
Bahan konstruksi	= <i>Carbon Steel SA-283 grade A</i>
Jenis sambungan las	= <i>Double welded butt joint</i>
Jenis impeler	= <i>six blade open turbin</i>
Jumlah	= 1

5. Absorber (D-210)

Fungsi	: Mengurangi kandungan CO ₂ biogas
Bentuk	: Silinder tegak dengan atap berbentuk <i>flanged torispherical head with butt welded</i> , dilengkapi dengan <i>packing</i> <i>rascing ring</i> dan <i>sparger</i>
Bahan konstruksi	: <i>Carbon Steel SA-201 grade A</i>



Menentukan dimensi tangki

$$\begin{aligned}
 \text{Laju alir gas, } F_g &= 11379,760 \text{ kg/jam} \\
 \text{Laju alir liquid, } F_l &= 42714,637 \text{ kg/jam} \\
 \rho \text{ gas masuk} &= 1,464 \text{ kg/m}^3 \\
 \rho \text{ liquid masuk} &= 1413,438 \text{ kg/m}^3 = 88,269 \text{ lb/ft}^3 \\
 \text{Volume gas, } V_g &= 7771,574 \text{ m}^3/\text{jam} \\
 \mu \text{ gas} &= 0,018 \times 10^{-3} \text{ kg/m.s} \\
 \mu \text{ liquid} &= 7,827 \times 10^{-3} \text{ kg/m.s}
 \end{aligned}$$

Menentukan dimensi tower

$$\begin{aligned}
 \text{Nilai absis} &= \frac{G_x}{G_y} \sqrt{\frac{\rho_y}{\rho_x - \rho_y}} \quad (\text{Hal 694, Mc Cabe}) \\
 &= \frac{42714,637}{42714,637} \sqrt{\frac{1,464}{1413,438 - 1,464}} \\
 &= 0,0624
 \end{aligned}$$

Packing yang digunakan adalah *pall ring* dengan spesifikasi :

Normal size = 2 in (Tabel 22.1, Mc Cabe)

Porosity = 0,96

Fp = 27

$\Delta P = 0,115 \times F_p^{0,7}$ (Per 22.1, Mc Cabe)
 $= 0,115 \times 27^{0,7}$
 $= 1,155 \text{ in H}_2\text{O/ft}$

Nilai ordinat = $\frac{G_y^2 \times F_p \times \mu^{0,1}}{g_c \times (\rho_x - \rho_y)\rho_y} = 0,07$ (Grafik 22.6, Mc Cabe)

$$\begin{aligned}
 G_y &= \frac{0,07 \times g_c \times (\rho_x - \rho_y)\rho_y}{F_p \times \mu^{0,1}} \\
 &= \sqrt{\frac{0,07 \times 1,464 \times (1413,438 - 1,464) \times 1}{27 \times 0,007827^{0,1}}} \\
 &= 4,17
 \end{aligned}$$

Luas penampang tower

$$\begin{aligned}
 \text{Laju alir gas} &= 11379,760 \text{ kg/jam} \\
 &= 3,161 \text{ kg/s}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 A &= \frac{F_g}{G_y} \\
 &= \frac{3,161}{4,17} \\
 &= 0,758 \text{ m}^2
 \end{aligned}$$

Menghitung Diameter tower

$$\begin{aligned}
 D_t &= \sqrt{\frac{4 \times A}{\pi}} \\
 &= \sqrt{\frac{4 \times 0,758}{3,14}} \\
 &= 0,983 \text{ m} \\
 &= 38,698 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Menghitung diameter tangki (Di)

$$\begin{aligned}
 \text{Asumsi } \frac{H}{D} &= 5 & (\text{Tabel 4-18, Ulrich}) \\
 H &= 5 \times 0,983 \\
 &= 4,915 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Menghitung tebal shell

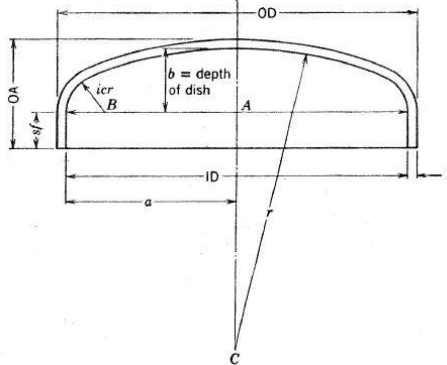
$$\begin{aligned}
 \text{Tekanan operasi} &= 14,696 \text{ psia} \\
 \text{Gaya gravitasi} &= 9,8 \text{ kg/m}^2 \\
 \text{Densitas campuran} &= 1413,438 \text{ kg/m}^3 = 88,269 \text{ lb/ft}^3 \\
 \text{Joint efficiency (E)} &= 0,8 \text{ (double welded butt join)} \\
 \text{Allowable stress} &= 13.750 \text{ psia} \\
 \text{Faktor korosi} &= 0,125 \text{ in} \\
 \text{Allowable welded joint} &= \frac{5}{32} \text{ in} \\
 \text{Diameter} &= 0,983 \text{ m} \\
 \text{Jari jari} &= 0,492 \text{ m} \\
 &= 19,349 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Perhitungan tebal shell

$$\begin{aligned}
 H &= 16,124 \text{ ft} \\
 P_h &= \rho \times \frac{H}{144} & (\text{Per 3.17, Brownell \& Young})
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 &= 51,880 \times \frac{16,124}{144} \\
 &= 9,884 \text{ psia} \\
 P_{\text{total}} &= P_{\text{op}} + P_{\text{h}} \\
 &= 14,696 + 9,884 \\
 &= 24,58 \text{ psia} \\
 P_{\text{des}} &= 1-1,2 \times P_{\text{h}} & (\text{Danawati, ha 51}) \\
 P_{\text{des}} &= 1,05 \times 24,58 \\
 P_{\text{des}} &= 25,809 \text{ psia} \\
 t_s &= \frac{P \times D/2}{f \times E - 0,6 \times P} + C(\text{Per 3.16, Brownell \& Young}) \\
 &= \frac{25,809 \times 19,349}{13.750 \times 0,8 - 0,6 \times 25,809} + 0,125 \\
 &= 0,045 + 0,125 \\
 &= 0,170 \text{ in} \\
 &= \frac{3}{16} \text{ in}
 \end{aligned}$$

Tebal dishead head penutup torispherical



$$\begin{aligned}
 ID &= 38,698 \text{ in} \\
 OD &= ID + 2 t_s \\
 &= 38,698 + 2 \times 0,170 \\
 &= 39,039 \text{ in}
 \end{aligned}$$

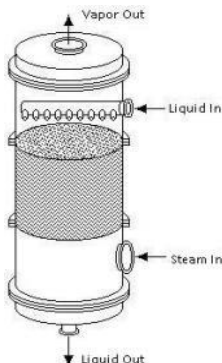
$$\begin{aligned}
 R_c &= 40 \text{ in} \\
 I_{cr} &= 2,5 \text{ in} \\
 t_s &= \frac{0,885 P \times r_c}{f \times E - 0,1 \times P} + C \quad (\text{Per 3.12, Brownell \& Young}) \\
 &= \frac{0,885 \times 25,809 \times 40}{13.750 \times 0,8 - 0,1 \times 25,809} + 0,125 \\
 &= 0,189 + 0,125 \\
 &= 0,208 \text{ in} \\
 &= \frac{3}{16} \text{ in} \\
 S_f &= 2 \text{ in} \\
 I_{cr} &= \frac{9}{16} \text{ in} \\
 r &= 40 \text{ in} \\
 a &= \frac{ID}{2} \\
 a &= \frac{38,698}{2} \\
 a &= 19,349 \text{ in} \\
 AB &= a - i_{cr} \\
 &= 19,349 - \frac{9}{16} \text{ in} \\
 &= 18,787 \text{ in} \\
 BC &= r - i_{cr} \\
 &= 40 - \frac{9}{16} \text{ in} \\
 &= 39,438 \text{ in} \\
 b &= r - (BC^2 - AB^2)^{0,5} \\
 &= 40 - (39,438^2 - 18,787^2)^{0,5} \\
 &= 40 - 34,675 \\
 &= 5,325 \text{ in} \\
 OA &= t + b + s_f \\
 &= 0,208 + 5,325 + 2 \\
 &= 7,512 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Kesimpulan spesifikasi alat

Kapasitas	= 2061000,022 gal
Bentuk	= Silinder tegak dengan atap berbentuk <i>flanged torispherical head with butt welded</i> , dilengkapi dengan <i>packing rascing ring</i> dan <i>sparger</i>
Diameter tangki	= 3,25 ft
Tinggi tangki	= 16,124 ft
Tebal <i>shell</i>	= 3/16 in
Tebal <i>head</i>	= 3/16 in
Bahan kontruksi	= <i>Carbon Steel SA-201 grade A</i>
Jenis sambungan las	= <i>Double welded butt joint</i>
Jenis <i>packing</i>	= <i>Pall ring</i>
<i>Normal size</i>	= 2 in
Porositas	= 0,96
Fp	= 27
Jumlah	= 1

6. *Stripper (D-220)*

Fungsi	: Regenerasi larutan K_2CO_3 agar dapat digunakan kembali di absorber.
Bentuk	: Silinder tegak dengan atap berbentuk <i>flanged torispherical head with butt welded</i> , dilengkapi dengan <i>packing rascing ring</i> dan <i>sparger</i>
Bahan kontruksi	: <i>Carbon Steel SA-201 grade A</i>



C-41

Menentukan dimensi tangki

$$\begin{aligned}
 \text{Laju alir gas, } F_g &= 7211,355 \text{ kg/jam} \\
 \text{Laju alir liquid, } F_l &= 49925,993 \text{ kg/jam} \\
 \rho \text{ gas masuk} &= 1,464 \text{ kg/m}^3 \\
 \rho \text{ liquid masuk} &= 1515,275 \text{ kg/m}^3 = 94,629 \text{ lb/ft}^3 \\
 \text{Volume gas, } V_g &= 4924,848 \text{ m}^3/\text{jam} \\
 \mu \text{ gas} &= 0,018 \times 10^{-3} \text{ kg/m.s} \\
 \mu \text{ liquid} &= 7,827 \times 10^{-3} \text{ kg/m.s}
 \end{aligned}$$

Menentukan dimensi tower

$$\begin{aligned}
 \text{Nilai absis} &= \frac{G_x}{G_y} \sqrt{\frac{\rho_y}{\rho_x - \rho_y}} \\
 &= \frac{49925,993}{7211,355} \sqrt{\frac{1,464}{1515,275 - 1,464}} \\
 &= 0,082
 \end{aligned}$$

(Per 22.1, Mc Cabe)

Packing yang digunakan adalah *pall ring* dengan spesifikasi sebagai berikut :

$$\text{Normal size} = 2 \text{ in} \quad (\text{Tabel 22.1, Mc Cabe})$$

$$\text{Porosity} = 0,96$$

$$F_p = 27$$

$$\Delta P = 0,115 \times F_p^{0,7} \quad (\text{Per 22.1, Mc Cabe})$$

$$= 0,115 \times 27^{0,7}$$

$$= 1,155 \text{ in H}_2\text{O/ft}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Nilai ordinat} &= \frac{G_y^2 \times F_p \times \mu^{0,1}}{g_c \times (\rho_x - \rho_y) \rho_y} = 0,07 \quad (\text{Grafik 22.6, Mc Cabe}) \\
 &= \frac{0,07 \times g_c \times (\rho_x - \rho_y) \rho_y}{F_p \times \mu^{0,1}}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 G_y &= \frac{0,07 \times g_c \times (\rho_x - \rho_y) \rho_y}{F_p \times \mu^{0,1}} \\
 &= \sqrt{\frac{0,07 \times 1,464 \times (1515,275 - 1,464) \times 1}{27 \times 0,007827^{0,1}}} \\
 &= 3,86
 \end{aligned}$$

Luas penampang tower

Laju alir gas = 7211,355 kg/jam

= 2,003 kg/s

$$A = \frac{F_g}{G_y}$$

= 2,003

= 3,86

= 0,519 m²

Menghitung Diameter tower

$$D_t = \sqrt{\frac{4 \times A}{\pi}}$$

$$= \sqrt{\frac{4 \times 0,519}{3,14}}$$

= 0,813 m

= 32,011 in

Menghitung diameter tangki (Di)

$$\text{Asumsi } \frac{H}{D} = 5$$

(Tabel 4-18, Ulrich)

$$H = 5 \times 0,813$$

= 4,065 m

Menghitung tebal shell

Tekanan operasi = 14,696 psia

Gaya gravitasi = 9,8 kg/m²

Densitas campuran = 1515,275 kg/m³ = 94,629 lb/ft³

Joint efficiency (E) = 0,8 (double welded butt join)

Allowable stress = 13.750 psia

Faktor korosi = 0,125 in

$$\text{Allowable welded joint} = \frac{5}{32} \text{ in}$$

Diameter = 0,813 m

Jari jari = 0,407 m

= 16,005 in

Perhitungan tebal shell

$$H = 16,005 \text{ ft}$$

$$P_h = \rho \times \frac{H}{144} \quad (\text{Per 3.17, Brownell \& Young})$$

$$= 51,880 \times \frac{16,005}{144}$$

$$= 8,765 \text{ psia}$$

$$P_{\text{total}} = P_{\text{op}} + P_h$$

$$= 14,696 + 8,765$$

$$= 23,461 \text{ psia}$$

$$P_{\text{des}} = 1,2 \times P_h \quad (\text{Danawati, ha 51})$$

$$P_{\text{des}} = 1,05 \times 23,461$$

$$P_{\text{des}} = 24,634 \text{ psia}$$

$$t_s = \frac{P \times D/2}{f \times E - 0,6 \times P} + C \quad (\text{Per 3.16, Brownell \& Young})$$

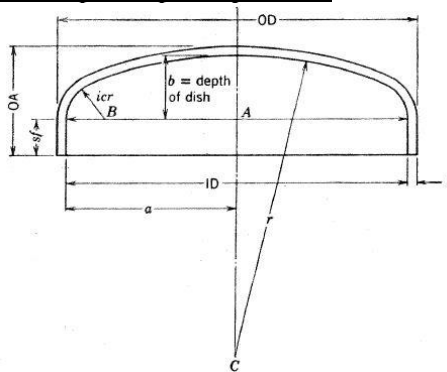
$$= \frac{24,634 \times 16,005}{13.750 \times 0,8 - 0,6 \times 24,634} + 0,125$$

$$= 0,034 + 0,125$$

$$= 0,159 \text{ in}$$

$$= \frac{3}{16} \text{ in}$$

Tebal dishead head penutup torispherical



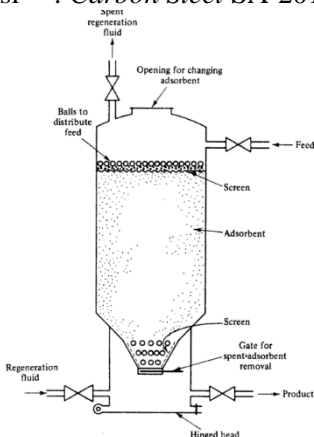
$$\begin{aligned}
 ID &= 34 \text{ in} \\
 OD &= ID + 2 \text{ ts} \\
 &= 34 + 2 \times 0,159 \\
 &= 32,328 \text{ in} \\
 Rc &= 34 \text{ in} \\
 Icr &= 2,125 \text{ in} \\
 ts &= \frac{0,885 P \times rc}{f \times E - 0,1 \times P} + C \quad (\text{Per 3.12, Brownell \& Young}) \\
 &= 0,192 \text{ in} \\
 &= \frac{3}{16} \text{ in} \\
 Sf &= 2 \text{ in} \\
 Icr &= \frac{9}{16} \text{ in} \\
 r &= 34 \text{ in} \\
 a &= \frac{ID}{2} \\
 a &= \frac{32,011}{2} \\
 a &= 16,005 \text{ in} \\
 AB &= a - icr \\
 &= 16,005 - \frac{9}{16} \text{ in} \\
 &= 15,443 \text{ in} \\
 BC &= r - icr \\
 &= 34 - \frac{9}{16} \text{ in} \\
 &= 33,438 \text{ in} \\
 b &= r - (BC^2 - AB^2)^{0,5} \\
 &= 34 - (33,438^2 - 15,443^2)^{0,5} \\
 &= 4,342 \text{ in} \\
 OA &= t + b + sf \\
 &= 0,192 + 4,342 + 2 \\
 &= 6,535 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Kesimpulan spesifikasi alat

Kapasitas	= 1309700,995 gal
Bentuk	= Silinder tegak dengan atap berbentuk <i>flanged torispherical head with butt welded</i> , dilengkapi dengan <i>packing</i> <i>rascing ring</i> dan <i>sparger</i>
Diameter tangki	= 2,668 ft
Tinggi tangki	= 13,338 ft
Tebal <i>shell</i>	= 3/16 in
Tebal <i>head</i>	= 3/16 in
Bahan kontruksi	= <i>Carbon Steel SA-201 grade A</i>
Jenis sambungan las	= <i>Double welded butt joint</i>
Jenis <i>packing</i>	= <i>Pall ring</i>
<i>Normal size</i>	= 2 in
Porositas	= 0,96
Fp	= 27
Jumlah	= 1

7. Adsorber (D-230)

Fungsi	: Menyerap gas H_2S dalam biogas.
Bentuk	: Silinder tegak dengan atap berbentuk <i>flanged torispherical head butt welded</i>
Bahan kontruksi	: <i>Carbon Steel SA-201 grade A</i>



Menentukan dimensi tangki

	Massa (kg/jam)	Fraksi (x)	ρ (kg/m ³)	x/ρ
CH ₄	3981,760	0,955	0,533	1,792
CO ₂	184,907	0,044	1,466	0,030
H ₂ S	1,737	0,0004	1,133	0,0004
Total	4168,404	1,000		1,822

$$\begin{aligned}
 \text{Densitas campuran} &= \frac{1}{\sum \frac{x}{\rho}} \\
 &= \frac{1}{1,822} \\
 &= 0,549 \text{ kg/m}^3 \\
 \text{Jumlah gas terserap} &= 41,699 \text{ kg/hari} \\
 \mu_{\text{campuran}} &= 0,011 \text{ cp} \\
 \text{Waktu tinggal} &= 6 \text{ hari}
 \end{aligned}$$

Penentuan Densitas dan Fraksi Void

Menurut *Seader & Henley* (2006), didapatkan karakteristik adsorben untuk *molecular sieve zeolite* yaitu :

Diameter pori (dp) : 3-10 Angstrong

Porositas partikel : 0,2-0,5

Densitas bulk : 0,6-0,68 g/cm³

Densitas partikel : 1,40 g/cm³

Luas Permukaan : 600-700 m²/g

Kapasitas adsorpsi H₂S pada 25°C dan 4,6 mmHg = 0,2 – 0,25

Sehingga, diasumsikan menjadi

Diameter pori (dp) : 3 angstrong

Diameter partikel : 6,7 mm

Porositas partikel : 1,40 g/cm³

Luas Permukaan : 600 m²/g

Kapasitas adsorpsi H₂S pada 25°C dan 4,6 mmHg

Sehingga untuk menentukan densitas solid dan fraksi void adalah

$$\varepsilon_p = 1 - \frac{\rho}{\rho_s}$$

$$\begin{aligned}
 &= 1 - \frac{1,40}{\rho_s} \\
 &= 1,750 \text{ g/cm}^3 \\
 \varepsilon_b &= 1 - \frac{\rho_p}{\rho} \\
 &= 1 - \frac{1,40}{1,750} \\
 &= 0,2 \text{ g/cm}^3
 \end{aligned}$$

Penentuan *Isoterm*

Menurut *Seader & Henley* (2006), *isotherm* adsorpsi yang digunakan adalah *isotherm Langmuir*

$$q = \frac{q_m \times K \times c}{1 + K \times c}$$

Kemudian disesuaikan hingga menjadi persamaan baru yaitu :

$$q = \frac{n_0 \times x_{10} \times x_1}{m}$$

Untuk menentukan massa adsorben (m) yang digunakan dengan persamaan diatas, diketahui data sebagai berikut :

Kapasitas adsorpsi, q	= 0,2
Massa H ₂ S sebagai solute, n ₀	= 41,700 kg
Konsentrasi H ₂ S sebagai solute, x ₁₀	= 9,249 kmol
Konsentrasi H ₂ S sebagai solute, x ₁	= 9,231 kmol

$$\begin{aligned}
 m &= \frac{n_0 (x_{10} - x_1)}{q} \\
 &= 3,857 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

Menentukan diameter kolom adsorpsi

1. Menentukan porositas *molecular sieve zeolite*

Molecular sieve zeolite yang digunakan berbentuk granular dengan :

$$Sphericity = 0,650$$

$$Porositas = 0,500$$

(Hal 211, Brown n Young)

2. Menentukan factor bilangan reynold, Frc dan factor friksi, Ff
Berdasarkan Brwon (1956), figure 219 :

$$\text{Frc} = 48$$

$$\text{Ff} = 1400$$

3. Menentukan Permeabilitas, K

$$\begin{aligned} K &= \frac{gc \times Dp^2 \times \text{Frc}}{32 \text{ Ff}} && (\text{Pers. 172 hal 217 Brwon 1956}) \\ &= \frac{32,2 \times 0,0005 \times 48}{32 \times 1400} \\ &= 0,000017 \end{aligned}$$

Keterangan :

K = Permeabilitas

gc = Faktor Gravitasi

Dp = Diameter partikel

Frc = Faktor bilangan Reynold

Ff = Faktor-faktor friksi

4. Menentukan kecepatan *superficial*, v

$$\begin{aligned} v &= \frac{K \times \rho}{\mu} && (\text{Per.171 a hal 217; Foust;1956}) \\ &= 0,001 \text{ fps} \\ &= 0,00026 \text{ m/s} \\ &= 0,929 \text{ m/jam} \end{aligned}$$

5. Menentukan laju alir volumetric, Q

$$\begin{aligned} Q &= \frac{F}{\rho} \\ &= \frac{4168,404}{7596,443} \\ &= 0,549 \text{ m}^3/\text{jam} = 1975,432 \text{ m}^3/\text{sekon} \end{aligned}$$

6. Menentukan bilangan reynold

$$\begin{aligned} \text{Re} &= \frac{\rho \times v}{\mu \times \phi \times \text{Ap}} \\ &= 482,743 \end{aligned}$$

7. Mencari tinggi tumpuan adsorbent

Persamaan desain :

$$\begin{aligned} K_d &= 0,8 \text{ kg adsorbed/adsorbent} \\ &= 41,700 \times 0,549 \\ &= 0,035 \text{ m}^3/\text{kg adsorbent} \end{aligned}$$

$$P_b = 600 \text{ kg/m}^3$$

Untuk 1 butir *molecular siave zeolite* dengan $d_p = 0,007 \text{ m}$

Jika bentuk *molecular siave granular* dengan asumsi $L = d_p$.

$$\begin{aligned} V &= \frac{\pi}{4 \times d_p^2 \times L} \\ &= 0,000000378 \end{aligned}$$

$$\text{H}_2\text{S yang diserap} = 41,700 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Massa adsorben} = 369,921 \text{ kg/hari}$$

$$\text{Volume adsorben} = 0,617 \text{ m}^3$$

$$= 21,770 \text{ ft}^3$$

$$\text{Banyaknya butiran adsorben} = 163208,667 \text{ butir}$$

$$\text{Total A} = 163208,667 \times 4,034$$

$$= 658400,085 \text{ m}^2$$

Penentuan K_i

$$N_a = K_i \times \Delta C$$

$$\text{BM H}_2\text{S} = 34 \text{ kg/kgmol}$$

$$\text{Moles transferred} = \frac{369,921}{34}$$

$$= 10,880$$

$$= 10,880 \text{ kmol (1 hari)}$$

$$\text{Time} = 1 \text{ hari}$$

$$= \frac{10,880}{0,549}$$

$$\text{Cadsorben}$$

$$= 0,826 \text{ kmol/m}^3$$

$$N_a$$

$$= 0,0000008 \text{ kmol/m}^2.\text{jam}$$

$$K_1 = \frac{Na}{\Delta C} = 0,0000010 \text{ kmol/m}^2 \cdot \text{jam}$$

$$\tau = 2$$

$$Z = 0,9184957 \text{ m}$$

Overdesign 25%

$$Z = 1,148 \text{ m}$$

Menentukan diameter adsorber

$$\text{Volume adsorber} = 0,6165343 \text{ m}^3$$

$$\frac{\pi}{4 \times D^2 Z} = 0,6165343 \text{ m}^3$$

$$D = 0,554 \text{ m}$$

8. Mencari tekanan desain

$$P_o = 14,7 \text{ psia}$$

$$\text{Gaya gravitasi} = 9,8 \text{ kg/m}^2$$

$$\text{Desnitas campuran} = 0,549 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{Tinggi} = 1,140 \text{ m}$$

$$P_h = \rho \times g \times H = 6,130 \text{ Pa}$$

Ditentukan bahwa tekanan akan dilebihkan sebesar 10%

$$\begin{aligned} P_{des} &= 1,1 \times (P_h + P_o) \\ &= 1,1 \times 20,830 \\ &= 22,913 \text{ psia} \\ &= 1,559 \text{ atm} \end{aligned}$$

9. Menghitung tebal *shell*

$$\text{Joint Efficiency} = 0,85$$

$$\text{Allowable stress, } f = 12.650$$

$$\begin{aligned} \text{Diameter (ID)} &= 0,55 \text{ m} \\ &= 21,83 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\text{Jari-jari} = 0,28 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi cairan} = 1,14 \text{ m}$$

$$T_s = \frac{P \times D}{2 \times f \times E} + C$$

$$= 0,145 \text{ in}$$

$$\text{Tebal shell standart yang digunakan} = 2,316$$

$$= 3/16 \text{ in}$$

Tebal *Head*

$$ID = 21,830$$

$$OD = ID + 2 T_s$$

$$irc = 1 \frac{3}{8} \text{ in}$$

$$rc = 21$$

$$W = \frac{1}{4} \times (3 + \sqrt{rc/irc})$$

$$= 1,727$$

$$t = \frac{P \times Rc \times W}{2 \times f \times E - 0,2 P} + C$$

$$= 0,039 + 0,125$$

$$= 2,618 \text{ in}$$

$$sf = 2 \text{ in}$$

$$icr = 1,375 \text{ in}$$

$$rc = 21 \text{ in}$$

$$a = ID/2 = 10,915 \text{ in}$$

$$AB = a - icr = 9,540 \text{ in}$$

$$BC = r - icr = 19,625 \text{ in}$$

$$B = r - \sqrt{(BC^2 - AB^2)}$$

$$= 3,850 \text{ in}$$

Kesimpulan spesifikasi alat

$$\text{Kapasitas} = 1309700,995 \text{ gal}$$

$$\text{Jenis Kolom Adsorber} = \textit{Fixed Bed Adsorber}$$

$$\text{Bentuk} = \text{Silinder tegak dengan atap berbentuk}$$

$$\textit{flanged torispherical head butt welded}$$

$$\text{Diameter tangki} = 1,148 \text{ m}$$

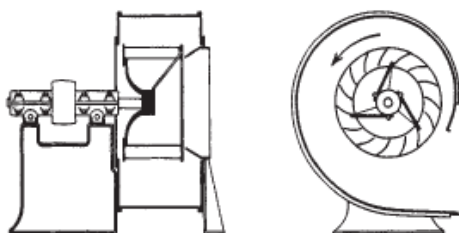
Tinggi tangki = 13,338 ft
 Tebal *shell* = 3/16 in
 Tebal *head* = 3/16 in
 Bahan kontruksi = *Carbon Steel SA-283 grade A*
 Jenis sambungan las = *Double welded butt joint*
 Jenis Adsorber = *Zeolite Dp 3 Amstrong*

8. *Blower* (D-210)

Fungsi : Mengalirkan biogas dari reaktor ke absorber.

Tipe : *Blower sentrifugal*

Kapasitas : 365.892,576 ft³/jam



Menentukan *power blower*

	Massa (kg/jam)	Fraksi (x)	ρ (gr/cm3)	x/ ρ
CH ₄	3981,760	0,3499	0,644	0,5433
CO ₂	7396,262	0,6499	1,771	0,367
H ₂ S	1,737	0,0002	1,368	0,0001
	11379,760	1	3,783	0,9105

$$\begin{aligned}
 \text{Densitas campuran} &= \frac{1}{\sum \frac{x}{\rho}} \\
 &= \frac{1}{0,9105} \\
 &= 1,098 \text{ kg/m}^3
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Rate mass} &= 11379,760 \text{ kg/jam} \\
 \text{Rate volumetrik} &= \frac{\text{rate mass}}{\text{densitas campuran}} \\
 &= \frac{11379,760 \text{ kg/jam}}{1,098 \text{ kg/m}^3} \\
 &= 10360,980 \text{ m}^3/\text{jam} \\
 &= 6098,210 \text{ ft}^3/\text{menit}
 \end{aligned}$$

Daya blower dapat dihitung dengan persamaan

$$P = 1,57 \times 10^{-4} \times Q \times p \quad (\text{Hal 10-46, Perry 7ed})$$

Keterangan :

Q = laju alir volumetrik gas (ft³/menit)

P = tekanan operasi blower (in H₂O)

= 407,189 in H₂O ~ 47-417 in H₂O

$$\begin{aligned}
 P_{\text{teoritis}} &= 1,57 \times 10^{-4} \times 6098,210 \times 407,189 \\
 &= 389,85 \text{ hp}
 \end{aligned}$$

Effisiensi blower = 40-80% (Hal 10-46, Perry 7ed)

Nilai Effisiensi diambil 80%, maka daya aktual

$$P = \frac{P_{\text{teoritis}}}{\eta}$$

$$P = \frac{389,85}{0,8}$$

$$P = 487,31 \text{ hp}$$

Kesimpulan spesifikasi alat

Kapasitas = 112,620 m³/jam

Type = Blower centrifugal

Bahan Kontruksi = Carbon steel

Power = 487,31 hp

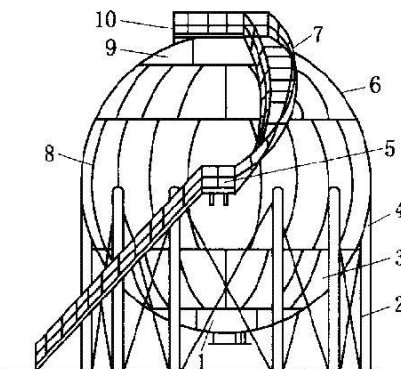
Jumlah = 1 buah

9. Tangki CMG (D-210)

Fungsi : Menyimpan gas *methana* pada tekanan 200 bar dan temperatur 16°C.

Bentuk : Bejana bulat (*spherical*)

Bahan kontruksi : *Carbon Steel SA-283 grade D*



Kondisi operasi

P = 200 bar = 197 atm

T = 15°C = 288 K

Menentukan dimensi tangki

	Massa (kg/jam)	Fraksi (x)	ρ (kg/m ³)	P.x
CH ₄	3.981,76	0,96	133,4688	0,00722
CO ₂	184,91	0,04	367,0393	0,00010
	4.166,67	1,000		0,00732

$$\text{Densitas campuran} = \frac{1}{\sum \frac{x}{\rho}}$$

$$= \frac{1}{0,00732}$$

$$= 136,58 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{Rate mass} = 4.166,67 \text{ kg/jam}$$

$$= 100.000 \text{ kg/hari}$$

$$\begin{aligned}\text{Volume campuran} &= \frac{\text{massa}}{\text{densitas campuran}} \\ &= \frac{100.000 \text{ kg}}{136,58 \text{ kg/m}^3} \\ &= 732,17 \text{ m}^3\end{aligned}$$

$$\text{Safety factor} = 20 \% \quad (\text{Tabel 6, Timmerhaus})$$

$$\begin{aligned}\text{Volume tangki} &= \frac{\text{volume bahan}}{0,8} \\ &= \frac{732,17}{0,8} \\ &= 878,60 \text{ m}^3\end{aligned}$$

Menghitung diameter tangki (Di)

$$\begin{aligned}V_t &= \frac{4 \pi \times r^3}{3} & (\text{Per 3.1, Brownell \& Young}) \\ 878,60 &= 4,19 r^3 \\ r^3 &= \frac{878,60}{4,19} \\ r &= 5,94 \text{ m} \\ D &= 11,89 \text{ m} \\ &= 467,9 \text{ in} \\ &= 1535 \text{ ft}\end{aligned}$$

Menghitung tebal shell

$$\begin{aligned}\text{Tekanan operasi} &= 2895,092 \text{ psia} \\ \text{Gaya gravitasi} &= 9,8 \text{ kg/m}^2 \\ \text{Densitas campuran} &= 136,58 \text{ kg/m}^3 = 8,526 \text{ lb/ft}^3 \\ \text{Joint efficiency (E)} &= 0,8 \text{ (double welded butt join)} \\ \text{Allowable stress} &= 12.650 \text{ psia} \\ \text{Faktor korosi} &= 0,125 \text{ in} \\ \text{Diameter (ID)} &= 11,9 \text{ m} \\ &= 467,9 \text{ in} \\ &= 1535 \text{ ft}\end{aligned}$$

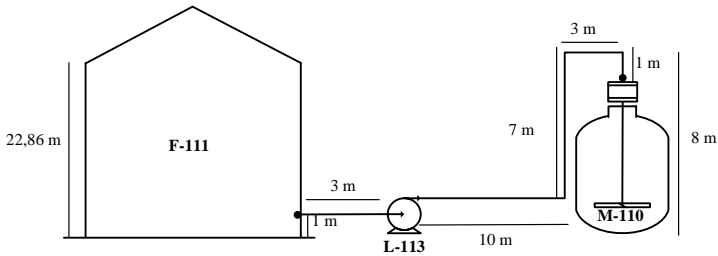
$$\begin{aligned}
 P_h &= \rho \times \frac{H}{144} && (\text{Per 3.17, Brownell \& Young}) \\
 &= 8,526 \times \frac{11,9}{144} \\
 &= 2,309 \text{ psia} \\
 P_{\text{total}} &= P_{\text{op}} + P_h \\
 &= 2895,092 + 2,309 \\
 &= 2897,401 \text{ psia} \\
 P_{\text{des}} &= 1-1,2 \times P_h && (\text{Danawati, ha 51}) \\
 P_{\text{des}} &= 1,05 \times 2897,40 \\
 P_{\text{des}} &= 3.042,27 \text{ psia} \\
 t_s &= \frac{P \times D/2}{f \times E - 0,6 \times P} + C && (\text{Per 3.16, Brownell \& Young}) \\
 &= \frac{3.042,27 \times 467,9}{12.650 \times 2 \times 0,8 - 3.042,27} \\
 &= 82,77 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Kesimpulan spesifikasi alat

Kapasitas	= 2477496,797 gal
Bentuk	= Bejana bulat (<i>spherical</i>)
Diameter tangki	= 1535 ft
Tebal <i>shell</i>	= 82,77 in
Bahan konstruksi	= <i>Carbon Steel SA-283 grade C</i>
Jumlah	= 1

10. Pompa (L-213)

Fungsi	: Memompa bahan baku POME ke tangki netralisasi
Tipe	: Pompa sentrifugal
Bahan konstruksi	: <i>Commercial steel</i>



Menentukan spesifikasi pompa

$$\begin{aligned}\text{Kapasitas} &= 271.484,01 \text{ kg/hari} \\ &= 11.311,83 \text{ kg/jam} \\ &= 3,14 \text{ kg/s}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Densitas campuran} &= 907 \text{ kg/m}^3 & (\text{Primadani, 2013}) \\ &= 56,62 \text{ lb/ft}^3\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\mu \text{ POME} &= 39 \text{ cp} \\ &= 94,34 \text{ lb/ft.jam} \\ &= 0,039 \text{ kg/m.s} \\ &\quad \text{rate massa}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Rate volumetrik} &= \frac{\text{densitas campuran}}{\text{rate massa}} \\ &= \frac{11.311,83 \text{ kg/jam}}{907 \text{ kg/m}^3} \\ &= 88,269 \text{ m}^3/\text{jam} \\ &= 0,0245 \text{ m}^3/\text{s} \\ &= 0,866 \text{ ft}^3/\text{s} \\ &= 38,863 \text{ gpm}\end{aligned}$$

Pada perpipaan direncanakan dengan ukuran sbb:

$$\sum \text{panjang pipa lurus} = 25 \text{ ft}$$

$$\text{Elbow } 90^\circ = 3 \text{ buah}$$

$$\text{Globe valve} = 1 \text{ buah}$$

$$\text{Gate valve} = 1 \text{ buah}$$

Menentukan ID optimum (asumsi aliran turbulen >2100)

$$D_i, \text{ opt} = 3,9 \times Q^{0,45} \times \rho^{0,13}$$

Keterangan

Di, opt = diameter optimum dalam pipa (in)

Qf = flowrate liquid (ft³/s)

ρ = densitas (lbm/ft³)

Qf = 88,269 m³/jam = 0,866 ft³/s

ρ = 907 kg/m³ = 56,62 lb/ft³

$$\begin{aligned} \text{Di, opt} &= 3,9 \times 0,866^{0,45} \times 56,62^{0,13} \\ &= 6,177 \text{ in} \end{aligned}$$

Dari *Geankoplis appendix A.51, 3th edition* ditentukan normal size : 8 in sch 40

Didapatkan :

OD = 8,625 in = 0,219 m

ID = 7,981 in = 0,203 m

A = 0,347 ft²

Cek jenis aliran

$$\begin{aligned} \text{Kecepatan aliran (v)} &= \frac{Q}{A} \\ &= \frac{0,866}{0,347} \\ &= 2,492 \text{ ft/s} \\ &= 0,760 \text{ m/s} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{NRe} &= \frac{\rho \times \text{Da} \times v}{\mu} \\ &= \frac{907 \times 0,203 \times 0,760}{0,039} \\ &= 3581,46 \text{ (asumsi aliran turbulen benar)} \end{aligned}$$

Karena NRe > 2100, maka alirannya turbulen sehingga asumsi ID benar

Penghitungan friksi losses

1. Friksi pada pipa lurus

$$L = 25 \text{ ft}$$

Menurut *Geankoplis* grafik 2.10-3 digunakan bahan pipa

commercial steel 0,000046 m = 0,000151 ft

Karena jenis aliran turbulen, maka

$$e/D = 0,0002$$

dengan grafik 2.10-3 didapat :

$$f = 0,01$$

dengan persamaan 2.10.6

$$\begin{aligned} F_f &= \frac{4f \times (\Delta L \times v^2)}{2 \times D} \\ &= \frac{4 \times 0,01 \times 25 \times 0,760^2}{2 \times 0,203} \\ &= 1,124 \text{ J/kg} \end{aligned}$$

2. Friksi karena kontraksi (*sudden contraction*)

Terjadi karena adanya perpindahan dari luas penampang besar ke luas penampang kecil

Untuk aliran turbulen $\alpha = 1$ (Hal 93, *Geankoplis*)

$$= 0,55 \times (1 - (A_2/A_1))$$

$$(A_1 \gg A_2) \quad (\text{Pers 93, } \textit{Geankoplis})$$

$$K_c = 0,55$$

$$\begin{aligned} h_c &= \frac{K_c \times v^2}{2 \times \alpha} \\ &= \frac{0,55 \times 0,760^2}{2 \times 1} \\ &= 0,159 \text{ J/kg} \end{aligned}$$

3. Friksi pada *elbow*

Digunakan 3 buah *elbow*

$$K_f = 0,75 \quad (\text{Tabel 2.10-2, } \textit{Geankoplis})$$

$$h_f = \frac{K_f \times v^2}{2} \quad (\text{Pers 2.10.17 } \textit{Geankoplis})$$

$$= \frac{3 \times 0,75 \times 0,760^2}{2}$$

$$= 0,649 \text{ J/kg}$$

4. Friksi pada *globe valve*

Digunakan 1 buah *globe valve*

$$K_f = 6 \quad (\text{Tabel 2.10-2, Geankoplis})$$

$$h_f = \frac{K_c \times v^2}{2}$$

$$= \frac{6 \times 0,760^2}{2}$$

$$= 1,731 \text{ J/kg}$$

5. Friksi pada *gate valve*

Digunakan 1 buah *gate valve*

$$K_f = 4,5 \quad (\text{Tabel 2.10-2, Geankoplis})$$

$$h_f = \frac{K_c \times v^2}{2}$$

$$= \frac{4,5 \times 0,760^2}{2}$$

$$= 1,298 \text{ J/kg}$$

Friksi total pada pompa

$$F_s = F_f + h_c + \sum h_f$$

$$= 4,962 \text{ J/kg}$$

Menentukan daya pompa

Persamaan *Bernaulli*

$$\Delta P = (9,8 \times 907 \times 21,86) \text{ atm}$$

$$= 194307,2669 \text{ Pa}$$

$$\Delta z = 7 \text{ m}$$

$$-W_s = \frac{P_2 - P_1}{\rho} + (z_2 - z_1) \times g + \frac{v_2^2 - v_1^2}{2 \times \alpha} + \sum F$$

$$-W_s = \frac{194307,2669}{907} + (8-1) \times 9,8 + \frac{0^2 - 0^2}{2 \times 1} + 4,962$$

$$-W_s = 287,79$$

$$W_s = -287,79 \text{ J/kg}$$

Effisiensi pompa= 0,6

(Fig 3.3.-3, Geankoplis)

$W_s = -\dot{V} \times W_p$

(Per 2.7-30, Geankoplis)

$W_p = \frac{-287,79}{0,6}$

= 479,655 J/kg

Daya pompa = mass rate x W_p

= 3,14 x 479,7

= 1507,159 kW

= 2 hp

Kesimpulan spesifikasi alat

Type = *centifugal pump*

Kapasitas = 299,321 m³/hari

Ukuran pipa = 8 in; sch = 40

Panjang pipa = 25 in

Bahan Kontruksi = *commersial steel*

Ukuran pipa

Di = 8 in

ID = 7,98 in

OD = 8,63 in

Schedule no = 40

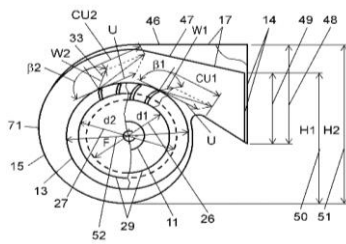
Power pompa = 2 hp

11. Kompresor Sentrifugal (G-231)

Fungsi : Menaikkan tekanan dari 1 atm ke 20 atm

Tipe : Kompresor sentrifugal

Kapasitas : 100.000 kg/hari



Komposisi gas masuk

	Kg/hari	Xi	BM	Kmol	Xi	BM _{av}
CH ₄	96420,1	0,964	16	6026,26	0,987	15,787
CO ₂	3579,9	0,036	44	81,36	0,013	0,5861
Total	100000	1,000		6107,62	1,000	16,373

Perhitungan kompresor menggunakan *Ludwig* vol.3, bab 12

$$T_{s, in} = 171,80 \text{ }^{\circ}\text{C} = 341,24 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

$$P_{in} = 1 \text{ atm} = 1,013 \text{ bar} = 14,89 \text{ psia}$$

$$P_{out} = 20 \text{ atm} = 20,27 \text{ bar} = 297,9 \text{ psia}$$

Mencari nilai k (Cp/Cv) dari aliran masuk kompresor

Komponen	Cp/Cv (k)	Xi	Xi.k
CH ₄	1,304	0,964	1,257
CO ₂	1,289	0,036	0,046
Total	2,593	1,000	1,303

$$K = 1,303$$

$$BM_{av} = 16,37 \text{ kg/mol} = 16,37 \text{ lb/lbmol}$$

$$m = \frac{100000,00 \times 2,205 \times 359}{16,37}$$

$$= 4833882,58 \text{ ft}^3/\text{hari (SCFD)}$$

$$= 3356,86 \text{ ft}^3/\text{menit (SCFM)}$$

$$= 93,99 \text{ m}^3/\text{menit}$$

$$= 5639,53 \text{ m}^3/\text{s}$$

Penentuan jumlah *stage*

$$r = \sqrt[N]{\frac{P_{out}}{P_{in}}}$$

(Robinsmith (B.47) page 659)

Overall stage

$$N = 3 \text{ stage}$$

$$\text{Rasio kompresi, (Rc)} = 2,715$$

Range Rc maks adalah 3-4,5 (Tabel 12-1, untuk Ludwig Vol.3

Centrifugal Compressor page 369)

Menghitung temperature keluar kompresor

$$T_2 = T_1 \times \left(\frac{P_2}{P_1} \right)^{\frac{(k-1)}{k.Ns}} \quad (\text{Petter \& Timmerhaus page 525})$$

$$T_2 = 216,71 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Menghitung tekanan pada tiap *stage*

Pressure drop untuk gas = 1 psi

a) *Stage* pertama

$$P_s = 14,8 \text{ psia}$$

$$\begin{aligned} P_d &= 14,8 \times 2,715 \\ &= 40,2 + 0,5 \\ &= 40,68 \text{ psia} \end{aligned}$$

$$R_c = \frac{40,68}{14,8} = 2,75$$

b) *Stage* kedua

$$P_s = 40,68 - 1 = 39,67 \text{ psia}$$

$$\begin{aligned} P_d &= 14,8 \times 2,715 \\ &= 107,71 + 0,5 \\ &= 108,21 \text{ psia} \end{aligned}$$

$$R_c = \frac{108,21}{40,68} = 2,66$$

c) *Stage* ketiga

$$P_s = 108,21 - 1 = 107,21 \text{ psia}$$

$$\begin{aligned} P_d &= 107,21 \times 2,715 \\ &= 291,03 + 0,5 \\ &= 291,53 \text{ psia} \end{aligned}$$

$$R_c = \frac{291,53}{108,21} = 2,7$$

Menghitung temperature keluar pada tiap *stage*

a) *Stage* pertama

$$T_2 = T_1 \times \left(\frac{P_2}{P_1} \right)^{\frac{(k-1)}{k.Ns}}$$

$$T_2 = 369,1 \text{ } ^\circ\text{F} = 187^\circ\text{C}$$

b) *Stage* kedua

$$T_2 = T_1 \times \left(\frac{P_2}{P_1} \right)^{\frac{(k-1)}{k.Ns}}$$

$$T_2 = 398,9 \text{ } ^\circ\text{F} = 204^\circ\text{C}$$

c) *Stage* ketiga

$$T_2 = T_1 \times \left(\frac{P_2}{P_1} \right)^{\frac{(k-1)}{k.Ns}}$$

$$T_2 = 431,1 \text{ } ^\circ\text{F} = 222^\circ\text{C}$$

Stage pertama

$$\text{BPH/MMCFD} = 62$$

Untuk $R_c = 2,75$ dan $k = 1,303$

Efisiensi mekanik = 95%

$$\begin{aligned} \text{Kapasitas} &= 4833882,579 \quad \times \quad \frac{14,7 \quad \times \quad (460+369,1)}{14,4 \quad \times \quad (460+60)} \\ &= 7867424,808 \\ &\quad \text{CFD} \\ \text{BPH} &= 62 \quad \times \quad \frac{7867424,81}{1000000} \\ &= 487,78 \quad \text{hp} \end{aligned}$$

Stage kedua

$$\text{BPH/MMCFD} = 59$$

Untuk $R_c = 2,66$ dan $k = 1,303$

Efisiensi mekanik = 95%

$$\begin{aligned} \text{Kapasitas} &= 4833882,579 \quad \times \quad \frac{14,7 \quad \times \quad (460+431,1)}{14,4 \quad \times \quad (460+60)} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 &= 8150657,258 \\
 &\text{CFD} \\
 \text{BPH} &= 59 \times \frac{8150657,258}{1000000} \\
 &= 480,89 \text{ Hp}
 \end{aligned}$$

Stage ketiga

$$\text{BPH/MMCFD} = 61,50$$

Untuk $R_c = 2,7$ dan $k = 1,303$

Efisiensi mekanik = 95%

$$\begin{aligned}
 \text{Kapasitas} &= 4833882,579 \times \frac{14,7 \times (460+398,9)}{14,4 \times (460+60)} \\
 &= 8455871,049 \\
 &\text{CFD} \\
 \text{BPH} &= 59 \times \frac{8455871,049}{1000000} \\
 &= 520,04 \text{ hp}
 \end{aligned}$$

$$\text{BPH total} = 1488,71 \text{ hp}$$

Bahan konstruksi = *Cast Steel*

Kesimpulan spesifikasi alat

Type = *centifugal pump*

Kapasitas = 100.000 kg/hari

Tekanan stage 1 = 40,68 psia

Tekanan stage 2 = 108,2 psia

Tekanan stage 1 = 291,53 psia

12. Cooler (E)

Fungsi : Mendingin gas metana dari suhu 55°C menjadi 30°C

Tipe : *Shell and Tube Heat Exchanger*

Bahan : *SA 212 Grade A*

Jumlah : 1 buah

<i>Sheel side</i>		<i>Tube Side</i>	
ID	: 10,02 in	Number and Length	40
Baffle Space	: 2 in	OD, BWG, pitch	¾ in, 16 BWG, 1 in square
Passes	: 1	Passes	

DP yang di ijinakan : 10 psi

Total dirt factor : 0,002

1. Menghitug neraca massa dan panas

$$\begin{aligned}
 Q &= 15951406,61 \text{ kJ/hari} \\
 &= 664641,9421 \text{ kJ/jam} \\
 &= 15119016,32 \text{ btu/jam}
 \end{aligned}$$

Wmasuk

$$\begin{aligned}
 \text{CH}_4 &= 8857,070 \text{ lb/jam} \\
 \text{CO}_2 &= 16442,322 \text{ lb/jam} \\
 \text{H}_2\text{S} &= 3,865 \text{ lb/jam} \\
 \text{H}_2\text{O} &= 3243,938 \text{ lb/jam} \\
 \text{Total} &= 28547,195 \text{ lb/jam} \\
 \text{Wcw} &= 20189,735 \text{ lb/jam}
 \end{aligned}$$

2. Menghitung LMTD

<i>Hot Fluid</i>		<i>Cold Fluid</i>	<i>Differences</i>	
131	<i>Higher Temp</i>	95	36	Δt_2
86	<i>Lower Temp</i>	82,4	3,6	Δt_1
45	<i>Differences</i>	12,6	32,4	$\Delta t_2 - \Delta t_1$
$T_1 - T_2$		$t_1 - t_2$		

LMTD

=

Δt_2

-

Δt_1

$2,3 \log \Delta t_2$

32,4

$2,3 \log 36$

14,087 °F

R

=

T_1

-

T_2

t_2

-

t_1

45

12,6

S

=

t_2

-

t_1

T_1

-

t_1

12,6

131

-

82,4

0,259

F_T

=

0,945

(Fig.18, Kern)

Δt

=

$0,945 \times 14,09$

=

13,31°F

T_c dan t_c

=

T_c dan t_c dapat menggunakan T_a dan t_a of 108,5°F dan 88°F

Cold Fluid : shell side, water		Hot Fluid : methane gas	
a _s	=	a't	= 0,302 (tab.10)
		a't	= $N_i \times a't$
	=		$144 \times n$
			$40 \times 0,0302$
	=		144×4
	=		$0,021 \text{ ft}^2$
G _s	=	Gt	= $12948,805$
			$0,0210 \times 0,4536$
	=		$1361169,469 \text{ lb}$
			hr.ft^2

C-68

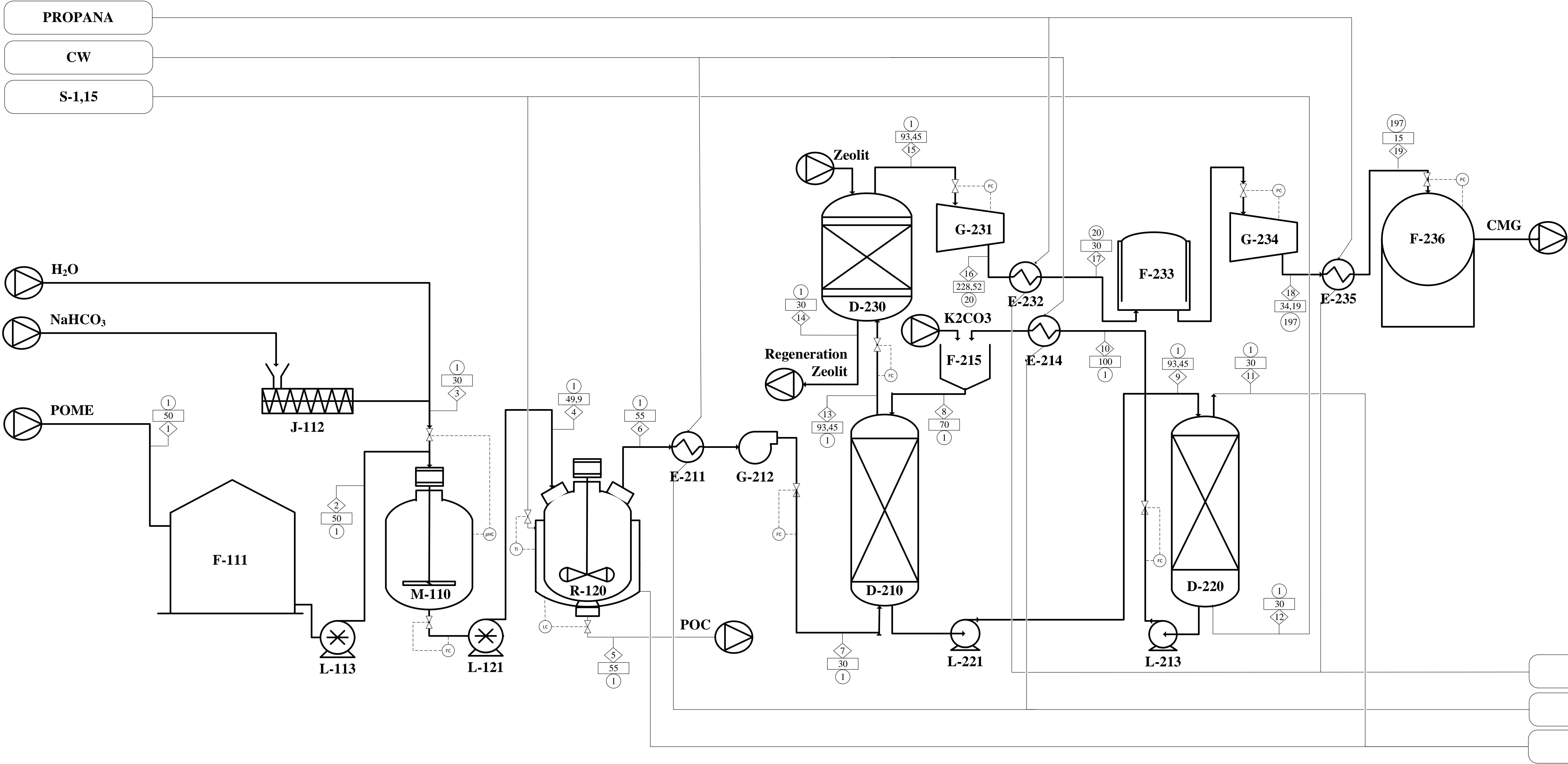
Pada saat, $t_a = 88,7^\circ\text{F}$		Pada saat, $T_a = 108,5^\circ\text{F}$	
μ	$= 0,850 \times 2,42$	μ	$= \frac{0,034 \text{ lb}}{\text{ft.hr}}$
	$= \frac{2,057 \text{ lb}}{\text{ft.hr}}$		Software Aspen
	(Fig.14)		
De	$= \frac{0,95}{12} = 0,079$	D	$= \frac{0,62}{12} = 0,0517\text{ft}$
	(Fig.28)		(Tab.10)
Res	$= \frac{0,079 \times 994790,9}{2,057}$	Ret hanya untuk <i>pressure drop</i>	
	$= 38285,99$	Ret	$= \frac{D \text{ Gt}}{\mu}$
			$= \frac{0,052 \times 1361169,4}{0,034}$
			$= 2093068,13$
j_H	$= 100$ (Fig.28)	From Fig.24 (<i>tube side data</i>)	
Pada saat, $t_a = 88,7^\circ\text{F}$		j_H	$= 1500$
c	$= 1,1 \text{ Btu/lb.}^\circ\text{F}$	Pada saat $T_a = 108,5^\circ\text{F}$	
	(Fig.3)	c	$= \frac{0,331 \text{ Btu}}{\text{lb.}^\circ\text{F}}$
k	$= \frac{0,362 \text{ Btu.ft}}{\text{Hr.ft}^2.^\circ\text{F}}$		Software Aspen
$c.\mu/k^{1/3}$	$= 1,842$	k	$= \frac{0,016 \text{ Btu.ft}}{\text{Hr.ft}^2.^\circ\text{F}}$
		$c.\mu/k^{1/3}$	$= 0,889$
h_o	$= \frac{j_H.k.(c.\mu)^{1/3} \times \phi_s}{De}$	h_{io}	$= \frac{j_H.k.(c.\mu)^{1/3} \times \phi_s}{D}$
h_o	$= \frac{100 \times 0,362 \times 1,84}{0,079}$	h_{io}	$= \frac{1500 \times 0,016 \times 0,889}{0,0517}$
ϕ_s	$= \frac{842,699 \text{ Btu}}{\text{hr.ft}^2.^\circ\text{F}}$	ϕ_s	$= \frac{408,004 \text{ Btu}}{\text{hr.ft}^2.^\circ\text{F}}$
h_o	$= \frac{842,699 \text{ Btu}}{\text{hr.ft}^2.^\circ\text{F}}$	h_{io}	$= \frac{408,004 \text{ Btu}}{\text{hr.ft}^2.^\circ\text{F}}$
ϕ_s	$= \frac{842,699 \text{ Btu}}{\text{hr.ft}^2.^\circ\text{F}}$	ϕ_s	$= \frac{408,004 \text{ Btu}}{\text{hr.ft}^2.^\circ\text{F}}$
<i>Tube wall temperature</i>			
t_w	$= \frac{t_a + h_o/\phi_s(T_a - t_a)}{h_{io}/\phi_t + h_o/\phi_t}$		
Pada $t_w = 99,009^\circ\text{F}$		Pada $t_w = 99,009^\circ\text{F}$	
μ	$= 0,75 \text{ lb}$	μ	$= 0,033 \text{ lb}$

$\phi_s = \frac{(\mu)^{0,14}}{(\mu_w)} \frac{\text{ft.hr}}{1,152}$ <p><i>Corrected coefficient</i></p> $h_o = \frac{h_o \times \phi_s}{\phi_s}$ $= \frac{842,699 \times 1,152}{970,547} \frac{\text{Btu}}{\text{hr.ft}^2.\text{°F}}$	$\phi_s = \frac{(\mu)^{0,14}}{(\mu_w)} \frac{\text{ft.hr}}{1,001}$ <p><i>Corrected coefficient</i></p> $h_o = \frac{h_o \times \phi_s}{\phi_s}$ $= \frac{408,004 \times 1 \times 1,001}{408,345} \frac{\text{Btu}}{\text{Hr.ft}^2.\text{°F}}$
<p><i>Clean overall coefficient Uc</i></p> $U_c = \frac{h_{io} \times h_o}{h_{io} + h_o}$ $= \frac{408,345 \times 970,547}{408,345 + 970,547}$ $= 9040,12 \frac{\text{Btu}}{\text{hr.ft}^2.\text{°F}}$ <p><i>Design overall coefficient Ud</i></p>	
$a'' = 0,1963 \frac{\text{ft}^2}{\text{Lin.ft}}$	
<p><i>Total surface, A = 40 x 16'0" x 0,1963 = 125,632 ft²</i></p>	
$U_d = \frac{Q}{A \cdot \Delta t} = \frac{15119016,316}{1672,435}$ $= 287,418$	
<p><i>Dirt Factor Rd</i></p>	
$R_d = \frac{U_c - U_d}{U_c \times U_d}$ $= \frac{9040,12 - 287,418}{9040,12 \times 287,418}$ $= 0,003$	

Pressure Drop	
<p>Untuk Res = 38285,98 $f = 0,00018 \text{ ft}^2/\text{in}^2$ (Fig.29)</p> <p>No.of crosses, N+1 $= 12.L/B$ $= \frac{12 \times 16}{2}$ $= 96$ $Ds = \frac{10,02}{12}$ $= 0,835 \text{ ft}$ $\Delta Ps = 3,00$</p>	<p>Untuk Ret = 2093068,132 $f = 0,00015 \text{ ft}^2/\text{in}^2$ (Fig.26)</p> <p>$s = 0,001$ <i>Software Aspen</i></p> <p>$\Delta Pt = 1,669 \text{ Psi}$</p> <p>$Gt = 1361169,469$ $\frac{V^2}{2g'} = 0,12$ (Fig.27)</p> <p>$\Delta Pr = \frac{4 n \times v^2}{S \times 2g'}$ $= \frac{4 \times 2 \times 0,12}{0,001}$ $= 0,712 \text{ Psi}$ $\Delta PT = \Delta Pt + \Delta Pr$ $= 1,669 + 0,712$ $= 2,38 \text{ Psi}$ <i>Allowable $\Delta PT = 10 \text{ Psi}$</i></p>

Summary		
408,345	<i>h outside</i>	970,547
Uc	9040,12	
Ud	287,418	
<i>Rd calculated 0,0036</i>		
<i>Rd calculated 0,0034</i>		
Total	100000,00	1,000

PABRIK COMPRESSED METHANE GAS (CMG)
DARI BIOGAS HASIL FERMENTASI *THERMOPHILIC* PALM OIL MILL EFFLUENT (POME)

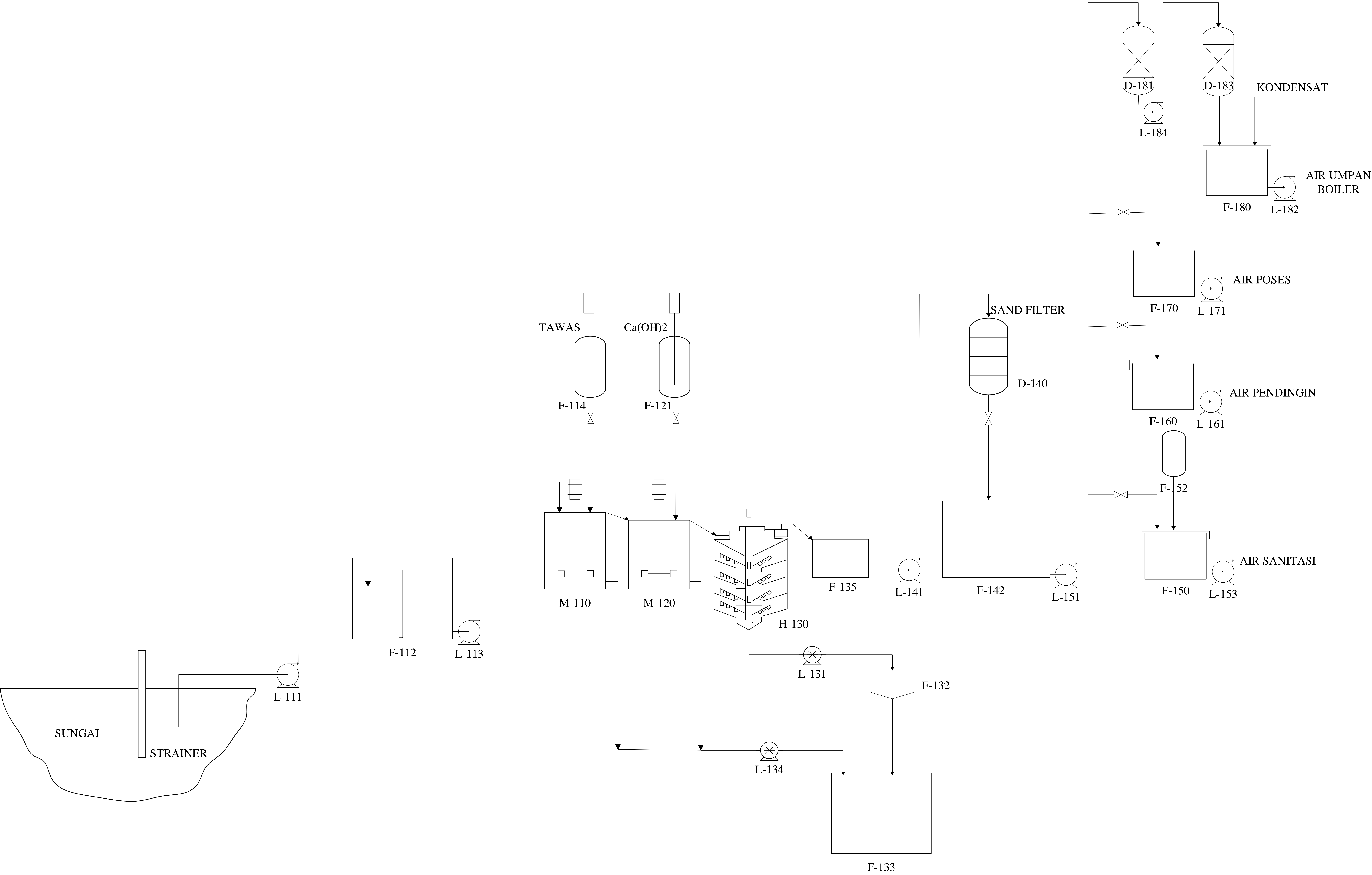


21	F-236	Tangki CMG	1
20	E-235	Cooler 4	1
19	G-234	Centrifugal Compressor 2	1
18	F-233	Gas Holder	1
17	E-232	Cooler 3	1
16	G-231	Centrifugal Compressor 1	1
15	D-230	Kolom Adsorbsi	1
14	L-221	Pompa Centrifugal 2	1
13	D-220	Kolom Stripper	1
12	F-215	Tangki K2CO3	1
11	E-214	Cooler 2	1
10	L-213	Pompa Centrifugal 1	1
9	G-212	Blower	1
8	E-211	Cooler 1	1
7	D-210	Kolom Absorbsi	1
6	L-121	Pompa Screw 2	1
5	R-120	Reaktor Digester	1
4	L-113	Pompa Screw 1	1
3	J-112	Screw Conveyer	1
2	F-111	Tangki Penampung POME	1
1	M-110	Mixer Netralisasi	1
No. Kode Peralatan		Nama Alat	Jumlah

Keterangan			
SC	Steam Condensate		Tekanan
CW	Cooling Water		Nomor aliran
S	Steam		Suhu
A	Air		Temperatur Controller
	Material		Flow Controller

	DEPARTEMEN TEKNIK KIMIA INDUSTRI	
	FAKULTAS VOKASI	
	INSTITUT TEKNOLOGI SEPULUH NOPEMBER	
PABRIK COMPRESSED METHANE GAS (CMG)		
DARI BIOGAS HASIL FERMENTASI THERMOPHILIC		
PALM OIL MILL EFFLUENT (POME)		
kerjakan oleh :		
NAMA/ NRP :	DESY PUSPITASARI / 2314030017	
	AYU MARDINAH SUYADI / 2314030026	
DOSEN		
PEMBIMBING	Prof. Dr. Ir. Danawati Hari Prajitno, M.Pd.	

Stream No.	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19
T (°C)	50	50	30	49.90	55	55	30	30	160	26.62	30	30	171.80	30	171.80	228.52	30	34.19	15
P (atm)	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	20	20	197	197
Komponen	TABEL NERACA MASSA PABRIK COMPRESSED METHANE GAS (CMG) DARI BIOGAS HASIL FERMENTASI <i>THERMOPHILIC</i> PALM OIL MILL EFFLUENT																		
	kg/jam																		
Karbohidrat	193004.199	193004.199	0	193004.199	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Lemak	92077.390	92077.390	0	92077.390	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
H ₂ SO ₄	120.193	120.193	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
N ₂	143273.722	143273.722	0	143273.722	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
K	26375.342	26375.342	0	26375.342	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Na	278.646	278.646	0	278.646	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Ca	4861.916	4861.916	0	4861.916	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Mg	2687.020	2687.020	0	2687.020	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
P	42362.308	42362.308	0	42362.308	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
NaHCO ₃	0	0	206.046	0.000	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Na ₂ SO ₄	0	0	0	174.158	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
H ₂ CO ₃	0	0	0	107.929	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
CH ₄	0	0	0	0	0	95562.243	95562.243	0	0	95562.243	0	0	95562.243	0	95562.243	96420.102	96420.102	96420.102	96420.102
CO ₂	0	0	0	0	0	177510.286	177510.286	0	0	4437.757	0	0	4437.757	0	4437.757	3579.898	3579.898	3579.898	3579.898
H ₂ S	0	0	0	0	0	41.700	41.700	0	0	41.700	0	0	41.700	41.700	0	0	0	0	0
K ₂ CO ₃	0	0	0	0	0	0	0	542818.385	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
KHCO ₃	0	0	0	0	0	0	0	0	786693.312	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Slurry	0	0	0	0	326896.85	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
H ₂ O	37927.273	37927.273	56837.024	94808.449	0	0	0.000	482332.91	411531	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Steam	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Total	542968	542968	57043	600011	326897	273114	273114	1025151	1198224	100042	0	0	100042	42	100000	100000	100000	100000	100000



29	L-184	Pompa 5	1
28	D-183	Anion Exchanger	1
27	L-182	Pompa Air Umpan Boiler	1
26	D-181	Kation Exchanger	1
25	F-180	Tangki Penmpung Air Reboiler	1
24	L-171	Pompa Air Proses	1
23	F-170	Tangki Penampung Air Proses	1
22	L-161	Pompa Air Pendingin	1
21	F-160	Tangki Penampung Air Pendingin	1
20	L-153	Pompa Air Sanitasi	1
19	F-152	Tangki Disinfektan	1
18	F-151	Pompa Air Jernih	1
17	F-150	Tangki penampung Air sanitasi	1
16	F-142	Bak Penampung Air Jernih	1
15	L-141	Pompa 4	1
14	D-140	Sand Filter	1
13	F-135	Tangki Penampung	1
12	L-134	Pompa 3	1
11	F-133	Drying Bed	1
10	F-132	Bak Penampung Lumpur	1
9	F-131	Pompa 2	1
8	H-130	Clarifier	1
7	F-121	Tangki Penampung Ca(OH)2	1
6	M-120	Tangki Flokulasi	1
5	F-114	Tangki Penampung Tawas	1
4	L-113	Pompa 1	1
3	F-112	Bak Penampung Air Sungai	1
2	L-111	Pompa Air Sungai	1
1	M-110	Tangki Koagulasi	1
No.	Kode Peralatan	Nama Alat	Jumlah

	DEPARTEMEN TEKNIK KIMIA INDUSTRI		
	FAKULTAS VOKASI		
	INSTITUT TEKNOLOGI SEPULUH NOPEMBER		
PABRIK COMPRESSED METHANE GAS (CMG)			
DARI BIOGAS HASIL FERMENTASI THERMOPHILIC			
PALM OIL MILL EFFLUENT (POME)			
Dikerjakan oleh :			
NAMA/ NRP :		DESY PUSPITASARI/2314030017	
		AYU MARDINAH SUYADI/2314030026	
DOSEN			
PEMBIMBING		Prof. Dr. Ir. Danawati Hari Prajitno, M.Pd.	

BIODATA PENULIS

PENULIS I



Desy Puspitasari, penulis dilahirkan di Gresik pada tanggal 23 November 1995. Penulis telah menempuh pendidikan formal yaitu lulus dari TK RA Asyubani pada tahun 2002, lulus dari SD Negeri Hulaan pada tahun 2008, lulus dari SMP Negeri 1 Menganti tahun 2011 dan lulus dari SMA Negeri 1 Cerme pada tahun 2014. Setelah lulus SMA, penulis diterima di Departemen Teknik Kimia Industri FV-ITS dengan Nomor Registrasi 2314 030

017. Selama kuliah penulis aktif berorganisasi sebagai Mahkamah Mahasiswa ITS (2016-2017), serta mengikuti beberapa pelatihan dan seminar yang diadakan di Institut Teknologi Sepuluh Nopember Surabaya (ITS). Penulis pernah melaksanakan kerja praktek di PG. Pagottan Madiun.

Email : saripuspitadesy@gmail.com

PENULIS II



Ayu Mardinah Suyadi, penulis dilahirkan di Surabaya pada tanggal 20 Agustus 1995. Penulis telah menempuh pendidikan formal yaitu lulus dari TK Prayogo pada tahun 2002, lulus dari SDN Nginden Jangkungan I/247 pada tahun 2008, lulus dari SMP Negeri 12 Surabaya pada tahun 2011 dan lulus dari SMA Negeri 16 Surabaya pada tahun 2014. Setelah lulus SMA penulis diterima di Departemen Teknik Kimia Industri FV-ITS dengan Nomor Registrasi 2314 030 026. Selama kuliah penulis aktif berorganisasi sebagai Staff Bidang Dalam Negeri (DAGRI) HIMA D3KKIM FV-ITS (2015-2016), serta mengikuti beberapa pelatihan dan seminar yang diadakan di Institut Teknologi Sepuluh Nopember Surabaya (ITS). Penulis pernah melaksanakan kerja praktek di PT. Pertamina RU VI Balongan, Indramayu.

Email: madinahsuyadi@gmail.com